

Diseño de diferentes secuencias de destilación para separar nafta, diésel y gasoil en una unidad de hidrotratamiento a vacío



Máster en Ingeniería Química

Trabajo Fin de Máster

Autor:

Jesús Paredes Sánchez

Tutores:

José Antonio Caballero Suárez

Rubén Ruiz Femenía

Junio 2019



Universitat d'Alacant
Universidad de Alicante

ÍNDICE

RESUMEN	5
PALABRAS CLAVE	5
1. INTRODUCCIÓN.....	7
1.1. BREVE CONTEXTUALIZACIÓN DEL PROYECTO	7
1.2. EL PAPEL DEL HIDROTRATAMIENTO EN UNA REFINERÍA	8
1.3. LA COLUMNA ESTABILIZADORA.....	11
1.4. DEFINICIÓN DEL ALIMENTO A LA COLUMNA	13
1.5. GARANTÍAS A CUMPLIR POR LOS PRODUCTOS.....	18
2. SIMULACIÓN CON ASPEN HYSYS	21
2.1. ESTIMACIONES PRELIMINARES CON EL MÉTODO SHORT-CUT.....	26
2.2. SIMULACIÓN DE LAS DIFERENTES ALTERNATIVAS	28
2.2.1. Configuración Acíclica 1	30
2.2.2. Configuración Cíclica 1	32
2.2.3. Configuración Acíclica 2	34
2.2.4. Configuración Cíclica 2	36
3. DISEÑO DE LOS ELEMENTOS INTERNOS	39
3.1. CALCULO DE LOS ELEMENTOS INTERNOS CON ASPEN HYSYS.....	39
4. ANÁLISIS DE ALTERNATIVAS Y CONCLUSIONES.....	47
NOMENCLATURA.....	53
ANEXOS.....	55
ANEXO I. LISTADO DE COMPONENTES DE LAS SIMULACIONES	55
ANEXO II. SIMULACIÓN PRELIMINAR CON EL MÉTODO SHORT-CUT.....	57
ANEXO III. CURVAS TBP OBTENIDAS EN LAS SIMULACIONES ACÍCLICAS EMPLEANDO COLUMNAS CONVENCIONALES Y REFLUXED ABSORBERS	59
REFERENCIAS	61

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Estándares de emisiones de <i>NOx</i> y <i>PM</i> en vehículos diésel.....	7
Figura 2. Estándares de emisiones de <i>NOx</i> y <i>PM</i> en vehículos de gasolina.	7
Figura 3. Esquema general del hidrotratamiento (<i>HT</i>) en una refinería de petróleo.	8
Figura 4. Esquema de los alimentos y productos a la unidad <i>HT-VGO</i>	10
Figura 5. Esquema de la secuencia de separación actual de la refinería.	12
Figura 6. Introducción de los <i>light ends</i> del alimento en Aspen HYSYS.....	16
Figura 7. Caudal molar de los componentes no hidrocarburos en el alimento.....	17
Figura 8. Propiedades de la corriente de alimento a la columna.	18
Figura 9. Secuencia de separación actual (a) y conf. equivalente (b). Con calderas.	22
Figura 10. Secuencia de separación actual (a) y conf. equivalente (b). Con MPS.....	22
Figura 11. Conf. Peltuk para la separación de una mezcla ABC. Con calderas.	23
Figura 12. Conf. Peltuk para la separación de una mezcla ABC. Con MPS.....	23
Figura 13. Conf. Acíclica 1, con dos corrientes de MPS (una por columna).....	24
Figura 14. Conf. Cíclica 1, con dos corrientes de MPS (una por columna).....	24
Figura 15. Conf. Acíclica 2, con una única corriente de MPS en la segunda columna. .	25
Figura 16. Conf. Cíclica 2, con una única corriente de MPS en la segunda columna. ...	25
Figura 17. Esquema de la simulación preliminar con el método SC.....	27
Figura 18. Tipos de columnas de destilación empleadas en Aspen HYSYS.	28
Figura 19. Simulación de la configuración Acíclica 1 (columnas convencionales).	30
Figura 20. Simulación de la configuración Acíclica 1 (refluxed absorbers).	31
Figura 21. Simulación de la configuración Cíclica 1.....	32
Figura 22. Subflowsheet de la columna “C1-2” de la simulación Acíclica 1 (ref. abs.).	33
Figura 23. Simulación de la configuración Acíclica 2 (columnas convencionales).	34
Figura 24. Simulación de la configuración Acíclica 2 (refluxed absorbers).	36
Figura 25. Simulación de la configuración Cíclica 2.....	37
Figura 26. Subflowsheet de la columna “C1-2” de la simulación Acíclica 2 (ref. abs.).	38
Figura 27. Pestaña “Internals” de una columna de destilación en Aspen HYSYS v9....	39
Figura 28. Tipos de platos. De izquierda a derecha: “Sieve” y “Bubble Cap”.	40
Figura 29. Icono de una columna con una o más secciones mal dimensionadas.	40
Figura 30. Mensaje de advertencia en una sección de columna.	41
Figura 31. Mensaje de error en los cálculos de una sección de columna.....	41
Figura 32. Ejemplo de mensaje de advertencia y de error en una sección de columna. .	42

Figura 33. Esquema de las secciones de la 1ª (izquierda) y 2ª (derecha) columna.	44
Figura 34. Dos alternativas termodinámicamente equivalentes de la conf. Cíclica 2.	52

ÍNDICE DE GRÁFICAS

Gráfica 1. Ejemplo de curva TBP de un gasoil.	14
Gráfica 2. Curvas TBP de los productos de la unidad <i>VGO-HT</i> real y sus garantías.	19
Gráfica 3. Curvas TBP de los productos de todas las simulaciones.	49
Gráfica 4. Curvas TBP de los productos en la simulación EOR y en la del método SC.	58
Gráfica 5. Curvas TBP de los productos de las simulaciones Acíclicas.	59

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Técnicas de hidroconversión (tratamiento con H ₂) en una refinería.	9
Tabla 2. Composición molar y caudal de los no HC en el alimento a la columna.	13
Tabla 3. Composición molar y caudal de los HC ligeros en el alimento a la columna. .	14
Tabla 4. Ensayo <i>ASTM D1160 Atm</i> de la fracción pesada del alimento a la columna. ..	15
Tabla 5. Garantías a cumplir por los productos principales de la unidad <i>VGO-HT</i>	19
Tabla 6. Resumen de características de las configuraciones estudiadas.	26
Tabla 7. Características de la simulación preliminar con el método SC.	27
Tabla 8. Especificaciones de convergencia de la simulación Acíclica 1 (col. conv.). ...	30
Tabla 9. Especificaciones de convergencia de la simulación Acíclica 1 (ref. abs.).	32
Tabla 10. Especificaciones de convergencia de la simulación Cíclica 1.	33
Tabla 11. Especificaciones de convergencia de la simulación Acíclica 2 (col. conv.)... 35	
Tabla 12. Especificaciones de convergencia de la simulación Acíclica 2 (ref. abs.).	36
Tabla 13. Especificaciones de convergencia de la simulación Cíclica 2.	38
Tabla 14. Mensajes de error y advertencia que aparecieron durante el dimensionado... 42	
Tabla 15. Diámetros de las secciones de columna antes de los cambios.	43
Tabla 16. Diámetros de las secciones de columna tras los cambios.	45
Tabla 17. Caudales molares de los productos de cada configuración estudiada.	47
Tabla 18. Datos de las curvas TBP de los productos de todas las simulaciones.	48
Tabla 19. Consumos de MPS en el caso EOR oficial y en las alternativas estudiadas. .	50
Tabla 20. Comparativa de todas las configuraciones.	51
Tabla 21. Componentes de las simulaciones ordenados por grupo y tipo.	55
Tabla 22. Curvas TBP de los productos en la simulación EOR y en la del método SC. 57	
Tabla 23. Datos de las curvas TBP de los productos de las simulaciones Acíclicas.	59

RESUMEN

El objetivo de las refinerías de petróleo es la obtención de los diferentes productos de valor que puedan extraerse de este combustible fósil. Para ello, una gran variedad de procesos físicos y químicos tienen lugar en estas plantas, aunque el protagonismo recae sin duda sobre las columnas de destilación. En ellas, se logra separar las mezclas de hidrocarburos con diferentes rangos de volatilidades para, posteriormente, mandarlas a otras unidades de la refinería en las cuales son sometidas a otro tipo de procesos, como el tratamiento químico, el reformado, el craqueo o, simplemente, el mezclado con otras fracciones, obteniendo así las propiedades deseadas antes de comercializar los productos.

Las columnas de rectificación principales de una refinería se encuentran en las unidades de destilación atmosférica –*Crude Distillation Unit (CDU)*– y a vacío –*Vacuum Distillation Unit (VDU)*–. Además de ellas, también se emplean estos equipos en otras partes de la planta, como es el caso de la columna fraccionadora empleada en la unidad de craqueo catalítico –*Fluid Catalytic Cracking (FCC)*– o la estabilizadora de la unidad de hidrotratamiento de gasoil a vacío –*Vacuum Gas Oil Hydro-Treatment (VGO-HT)*–.

En el presente trabajo se estudia la viabilidad y el interés económico de diferentes secuencias de columnas de destilación con las cuales llevar a cabo la separación que tendría lugar en una columna estabilizadora, la cual es alimentada con el efluente de un reactor de hidrotratamiento de gasoil. Para ello, todas las alternativas consideradas están sujetas a las especificaciones y garantías de los productos finales de un proyecto real de modernización o *revamping* de una refinería.

PALABRAS CLAVE

- Columna de destilación
- Gasoil
- Hidrotratamiento
- Petróleo
- Refinería
- Simulación

1. INTRODUCCIÓN

1.1. BREVE CONTEXTUALIZACIÓN DEL PROYECTO

El presente Trabajo de Fin de Máster (*TFM*) ha sido elaborado en el marco de un proyecto industrial real de ingeniería, diseño y construcción de una planta de refino de petróleo.

En ese proyecto, se pretende llevar a cabo la renovación de dicha refinería con objeto de ampliar su capacidad y, a su vez, mejorar la calidad de sus productos con el fin de cumplir los requisitos establecidos por el estándar de emisiones Euro V, aplicable a todos aquellos vehículos que utilicen como combustible el diésel o la gasolina.

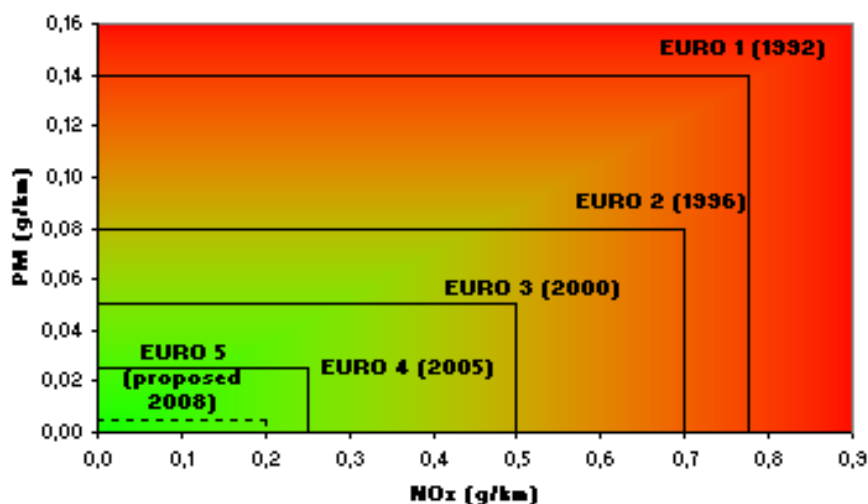


Figura 1. Estándares de emisiones de NO_x y PM en vehículos diésel.

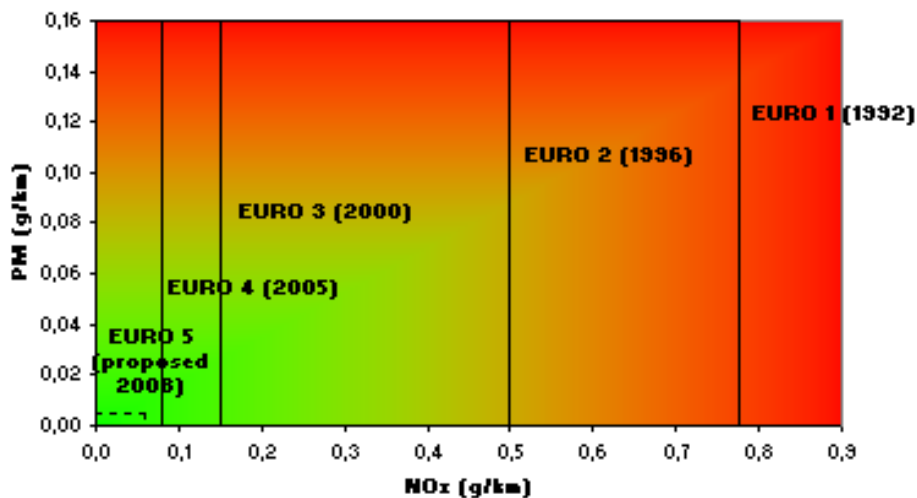


Figura 2. Estándares de emisiones de NO_x y PM en vehículos de gasolina.

NOTA: PM (Particulate Matter, Material Particulado).

1.2. EL PAPEL DEL HIDROTRATAMIENTO EN UNA REFINERÍA

El término hidrotratamiento es utilizado para describir el proceso catalítico de eliminación de azufre, nitrógeno e impurezas metálicas que pueda contener una corriente. En una refinería, el hidrotratamiento desempeña un rol muy importante, llevándose a cabo en diferentes partes del proceso y a corrientes de hidrocarburo procedentes de diversas unidades. Un ejemplo de la disposición de unidades de hidrotratamiento en una refinería de petróleo puede observarse en la Figura 3 (1).

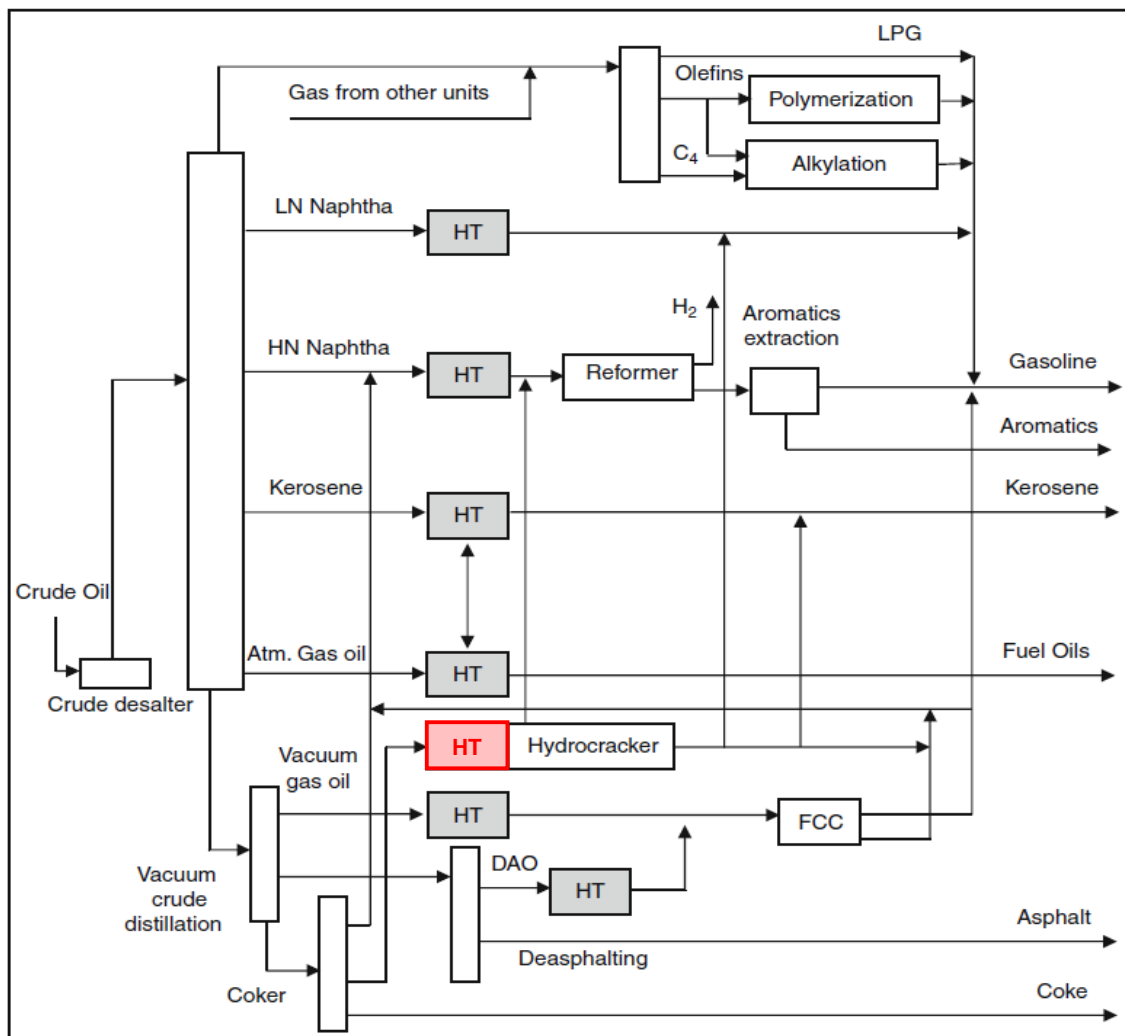


Figura 3. Esquema general del hidrotratamiento (HT) en una refinería de petróleo.

En la figura anterior, se encuentra señalada en rojo la posición que correspondería a la unidad de hidrotratamiento de gasoil del proyecto en el cual se centra este trabajo. Aunque se trata de un diagrama muy general, la mayoría de refinerías lo obedecen, si bien es cierto que las hay construidas de acuerdo a configuraciones diferentes en mayor o

menor medida. Lo que sí es necesario y cumplen todas estas plantas es la disposición de un reactor de hidrotratamiento aguas arriba de la unidad de craqueo catalítico.

Sin embargo, los procesos de tratamiento con hidrógeno persiguen diferentes objetivos, según sean las unidades de origen de su alimentación así como las de destino de su producto. En ocasiones pueden limitarse a la eliminación de un único elemento (generalmente el azufre), o bien de impurezas de distinta naturaleza.

En la Tabla 1 se recogen los diferentes procesos de hidrotratamiento de una refinería, en función de los stocks de entrada, del destino del efluente tratado y de los componentes a eliminar en el reactor catalítico (1).

Tabla 1. Técnicas de hidroconversión (tratamiento con H₂) en una refinería.

Feedstock	Products	Type of process	Impurities removal
Naphtha	Reformer feed	Hydrotreating	S
	LPG	Hydrocracking	
Atmospheric gas oil	Diesel	Hydrotreating	S, aromatics
	Jet fuel	Mild hydrocracking	S, aromatics
	Naphtha	Hydrocracking	
Vacuum gas oil	Low sulphur fuel oil (LSFO)	Hydrotreating	S
	FCC feed	Hydrotreating	S, N, metals
	Diesel	Hydrotreating, Hydrocracking	S, aromatics
	Kerosene/Jet	Hydrotreating	S, aromatics
	Naphtha	Hydrotreating	S, aromatics
	Lube oil	Hydrotreating	S, N, aromatics
Residuum	LSFO	Hydrotreating	S
	FCC feedstock	Hydrotreating	S, N, CCR and metals
	Coker feedstock	Hydrotreating	S, CCR,
	Diesel	Hydrocracking	metals

En verde en la tabla se ha encuadrado la unidad de *VGO-HT*, de la cual se extraen diferentes productos. El principal de ellos es el alimento a *FCC*, razón por la que se encuentra señalado en azul, junto a los compuestos que se desea eliminar de esta corriente mediante el hidrotratamiento: azufre, nitrógeno e impurezas metálicas.

En lo que respecta al proyecto en el cual se basa este *TFM*, entre las distintas unidades que operan actualmente en la refinería cobra especial importancia la unidad de hidrotratamiento de diésel –*Diesel Hydro-Treater (DHT)*–, alimentada por la unidad de destilación de crudo (*CDU*) y cuyo producto principal (diferentes fracciones de gasoil) se envía a la unidad de craqueo catalítico fluidizado (*FCC*).

Con vistas a alcanzar las especificaciones de sus productos, la unidad de *DHT* está siendo reconfigurada para ejercer la función de hidrotratadora de gasoil a vacío (*VGO-HT*). El alimento a la unidad será una mezcla de diferentes tipos de gasoil, junto con otras fracciones más ligeras. A continuación se detallan dichos alimentos y sus procedencias:

- Fracciones de gasoil ligero y pesado –*Light & Heavy Vacuum Gas Oil (LVGO & HVGO)*– procedentes de la columna de destilación a vacío (*VDU*), en la cual el residuo de la destilación atmosférica del crudo es separado en diferentes productos a presión más reducida.
- Gasoil pesado –*Heavy Coker Gas Oil (HCGO)*– producido en la unidad de coquización retardada –*Delayed Coker Unit (DCU)*–, en la cual se craquean térmicamente el residuo de la columna de vacío de *VDU*.
- Nafta de coquización –*Coker Naphtha (CN)*–, también procedente de *DCU*.

Tras su paso por el reactor de hidrotratamiento de *VGO-HT*, la columna estabilizadora de la unidad separará la mezcla de entrada en los diferentes productos de la unidad: gasoil a vacío hidrotratado, diésel y nafta, así como gas enriquecido en fracciones más ligeras de hidrocarburo, también conocido como *off gas*.

Para obtener una visión más apropiada a la unidad de *VGO-HT* se presenta el esquema de la Figura 4.

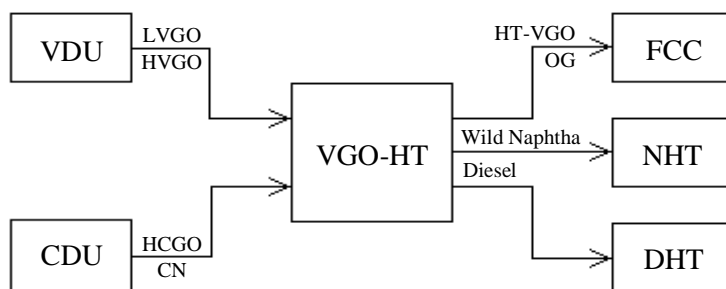


Figura 4. Esquema de los alimentos y productos a la unidad *HT-VGO*.

Una vez aclarada la configuración de la unidad y conocidos los destinos de sus diferentes productos, tiene sentido hablar de los objetivos de esta (1):

- 1) Reducción del contenido de azufre, nitrógeno y oxígeno en el gasoil alimentado.
- 2) Eliminación de metales pesados que pudieran dañar a los catalizadores de *FCC*.
- 3) Saturación de olefinas y diolefinas y reducción del contenido en aromáticos.

1.3. LA COLUMNA ESTABILIZADORA

A la hora de destacar los procesos clave que se llevan a cabo en la unidad de *VGO-HT* de la refinería habría que hacer mención, en primer lugar, al reactor catalítico. Se trata de un reactor de lecho empacado con partículas de catalizador, en el que tiene lugar la hidrogenación del hidrocarburo alimentado a la unidad (mezcla de diferentes fracciones de crudo procedentes de varias unidades), la cual genera moléculas de H_2S y de NH_3 , entre otros productos de la reacción minoritarios.

Dichos compuestos son parcialmente solubles en el hidrocarburo, por lo que coexisten en la fase gaseosa y en la líquida. Debido a esto, se realiza una separación física al efluente de los reactores –comúnmente se dispone de más de uno–, dividiendo la fase gaseosa, constituida principalmente por hidrógeno e hidrocarburos ligeros, con algunas trazas de H_2S y NH_3 ; y la líquida, en la cual parte del amoníaco y del sulfuro de hidrógeno ha quedado disuelta. A su vez, dentro de esa fase líquida se diferencian una fase acuosa o *sour water*, y una más ligera, formada por la mezcla de hidrocarburos.

Esta última fase es dirigida hacia la columna estabilizadora, de la cual se logran extraer los tres productos principales de la unidad de *VGO-HT*: nafta, diésel y gasoil, en orden de menor a mayor peso molecular o rango de temperaturas de ebullición.

Cada uno de esos tres productos es enviado posteriormente a otras unidades, donde serán sometidos a otro tipo de procesos con el fin de lograr obtener un stock de productos finales listos para su comercialización. La nafta, separada del producto destilado de la estabilizadora tras ser condensado en un recipiente trifásico, y el diésel, obtenido como producto de colas de un *side stripper*, son enviados respectivamente a otras unidades de hidrotratamiento: *NHT* (*Naphtha Hydro-Treater*) y *DHT*. El gasoil, producto líquido del

fondo de la columna principal, se manda a la unidad de *FCC*, en la cual sus moléculas serán craqueadas en otro reactor catalítico, generando hidrocarburos de cadena más corta.

En la Figura 5 se representa un diagrama simplificado de la configuración operativa actualmente en la refinería de esta secuencia de rectificación.

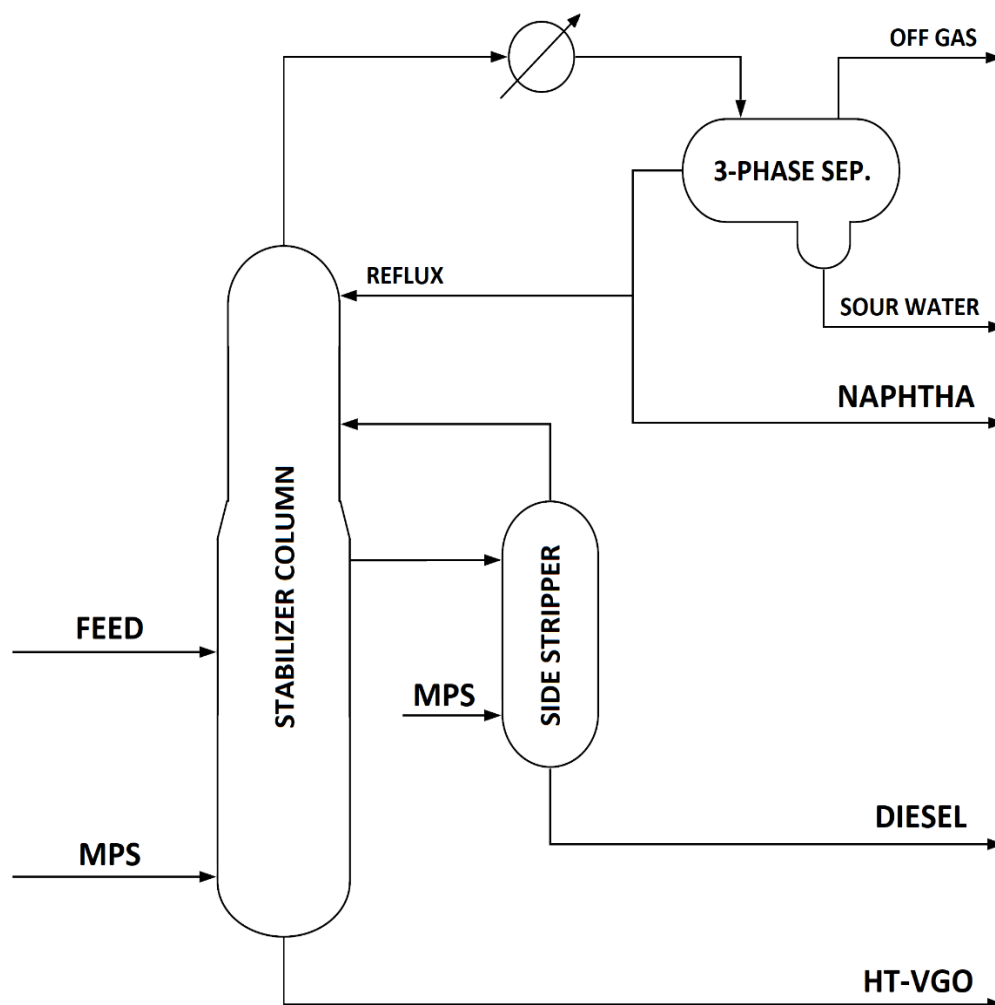


Figura 5. Esquema de la secuencia de separación actual de la refinería.

El reflujo a la parte superior de la estabilizadora lo compone una fracción de la corriente de hidrocarburo procedente del recipiente de condensado. Dicha fase líquida ligera es la nafta que se envía a la unidad de *NHT*, cuya temperatura de ebullición máxima o *FBP* (*Final Boiling Point*) se estima entre 170°C y 180°C. El producto de fondos del *side stripper* es diésel, cuyo *FBP* se encuentra entre 360°C y 370°C. Dicha corriente es enviada a la unidad de *DHT* para su hidrotratamiento. Por último, el producto principal de la unidad de *VGO-HT* es, precisamente, el gasoil, extraído de la parte inferior de la columna estabilizadora y el cual será almacenado en tanques que alimentarán a *FCC*.

Ambas columnas carecen de caldera y emplean vapor de media presión –*Medium Pressure Steam (MPS)*– para arrastrar los ligeros hacia la parte superior, lo cual se conoce como *stripping*. Los caudales de MPS empleados en la simulación del caso EOR (*End Of Run*) oficial son de 7730 kg/h para columna principal y de 110 kg/h para el side stripper. El aporte de calor se realiza en el alimento, el cual pasa por un tren de intercambiadores de calor y, posteriormente, por un horno, antes de ser introducido en la columna.

Una consideración no reflejada en la Figura 5 es la existencia de un *pumparound*, mediante el cual parte del líquido es extraído de un piso de la columna, enfriado y reintroducido varios pisos por encima. El motivo principal por el que se utiliza dicho recurso es la disminución del caudal de vapor en los pisos superiores de la estabilizadora, reduciendo el diámetro de estos y disminuyendo el reflujo externo, al no tener que eliminar todo el calor en el condensador del tope de la columna.

1.4. DEFINICIÓN DEL ALIMENTO A LA COLUMNA

El alimento a la estabilizadora está compuesto de diferentes elementos: desde hidrocarburos muy pesados de elevada densidad *API* (*American Petroleum Institute*) hasta otros más livianos, cuyas moléculas poseen cadenas formadas por solo unos pocos átomos de carbono. Este último es el caso del metano (C_1), etano (C_2), propano (C_3), butano (C_4) y otros hidrocarburos comúnmente conocidos como *light ends*. Asimismo, esta corriente también contiene otros elementos carentes de carbono en su estructura elemental. Dichas especies no hidrocarburos son, básicamente, el hidrógeno (H_2), el agua (H_2O), el amoníaco (NH_3) y el sulfuro de hidrógeno (H_2S), estas dos últimas generadas mayoritariamente en el reactor catalítico.

En las Tablas 2 y 3 se recogen las composiciones molares de los componentes no hidrocarburos e hidrocarburos ligeros contenidos en la corriente de alimento a la columna, así como su conversión a caudales molares, sobre una base de 1500 kmol/h totales.

Tabla 2. Composición molar y caudal de los no HC en el alimento a la columna.

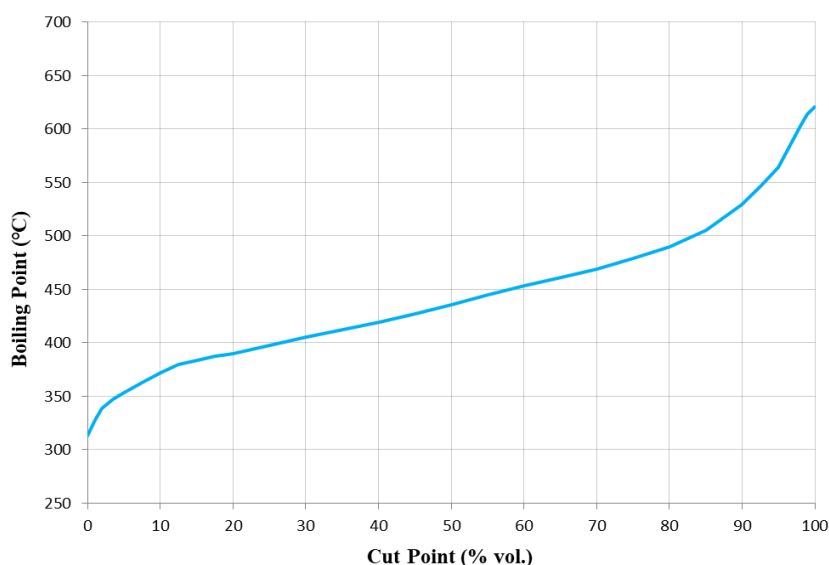
NON-HC	mole %	kmol/h
H_2	0,72	10.85
H_2O	0,15	2.20
H_2S	0,36	5.33
NH_3	0,03	0.47

Tabla 3. Composición molar y caudal de los HC ligeros en el alimento a la columna.

LIGHT ENDS	mole %	kmol/h
C ₁	0,73	10.88
C ₂	1,38	20.70
C ₃	1,52	22.85
i-C ₄	0,86	12.93
n-C ₄	0,74	11.12
i-C ₅	1,85	27.69
n-C ₅	1,26	18.88

La definición de la fracción pesada del alimento a la columna es compleja. En las mezclas de hidrocarburos coexisten multitud de especies diferentes. Esta amplia variedad de componentes es la responsable de que, a lo largo de muchos años de práctica en el sector petroquímico, se hayan ido desarrollando métodos de cálculo y correlaciones basadas en la medición de parámetros fácilmente obtenibles, como la temperatura de ebullición y la densidad *API*, con el fin de estimar las propiedades de dichas mezclas.

Así pues, las distintas fracciones de mezclas de hidrocarburos son caracterizadas según la volatilidad de las mismas mediante ensayos estandarizados de temperaturas de ebullición reales –*True Boiling Point (TBP)*–, como el *ASTM D86* o el *D1160*, entre otros. Dichos experimentos definen una mezcla o *blend* de hidrocarburos en función del volumen de esta que vaporizaría –en tanto por ciento acumulado– a una determinada temperatura (Boiling Point vs Cut Point). En la Gráfica 1 se observa un ejemplo de curva de este tipo, la cual correspondería a un gasoil.



Gráfica 1. Ejemplo de curva TBP de un gasoil.

En los simuladores de procesos químicos, como Aspen HYSYS o ChemCAD, las tablas de los experimentos de *TBP* pueden ser introducidas, de manera que el programa registra las propiedades del ensayo en cuestión y las utiliza para generar un conjunto de componentes ficticios de características definidas, conocidos como pseudocomponentes, de manera que la curva correspondiente a dicha mezcla de productos coincida con la del ensayo. Aunque este método no deja de ser una aproximación de la composición de la mezcla real, resulta de gran utilidad de cara a la simulación de sistemas de este tipo.

En la Tabla 4 se presenta la curva *TBP* correspondiente a la fracción pesada del alimento. El ensayo empleado para su caracterización fue el *ASTM D1160 Atm*.

Tabla 4. Ensayo *ASTM D1160 Atm* de la fracción pesada del alimento a la columna.

ASTM D1160 Atm		ASTM D1160 Atm	
Cut Point (%)	T (°C)	Cut Point (%)	T (°C)
0,00	-71,79	50,00	403,44
1,00	-16,43	55,00	414,43
2,00	21,58	60,00	426,30
3,50	48,27	65,00	439,32
5,00	67,12	70,00	452,30
7,50	97,21	75,00	462,65
10,00	123,39	80,00	474,40
12,50	154,07	85,00	491,58
15,00	198,54	90,00	511,31
17,50	233,29	92,50	528,25
20,00	262,78	95,00	548,82
25,00	313,71	96,50	566,51
30,00	345,13	98,00	594,28
35,00	369,37	99,00	604,86
40,00	381,60	100,00	614,41
45,00	392,32		

El simulador de procesos empleado en el presente *TFM* fue Aspen HYSYS. A la hora de introducir la información de las Tablas 2, 3 y 4 en el programa, cabe decir que primero se concretó un caudal molar total de alimento similar al tratado por la columna estabilizadora de la refinería real. Posteriormente, se definió un ensayo en el *Oil Manager* de HYSYS, estableciendo la metodología del mismo como *ASTM D1160 Atm* e introduciendo la composición de los *light ends* de la Tabla 3 (Figura 6).

Assay-1 × +

Input Data | Calculation Defaults | Working Curves | Plots | User Curves | Notes

Assay Definition

Bulk Properties: Not Used

Assay Data Type: ASTM D1160

Light Ends: Input Composition

Molecular Wt. Curve: Not Used

Density Curve: Not Used

Viscosity Curves: Not Used

ASTM D1160 Distillation Conditions

☒ Atmospheric ☐ Vacuum

Input Data

☒ Light Ends ☐ Distillation

Light Ends Basis: Mole %

Light Ends	Composition	NBP [C]
Methane	0,7256	-161,5
Ethane	1,380	-88,60
Propane	1,523	-42,10
i-Butane	0,8622	-11,73
n-Butane	0,7414	-0,5020
i-Pentane	1,846	27,88
n-Pentane	1,259	36,06
Hydrogen	0,0000	-252,6
H2O	0,0000	100,0
H2S	0,0000	-59,65
Ammonia	0,0000	-33,45

Percent of Light Ends in Assay: 8,3374

Figura 6. Introducción de los *light ends* del alimento en Aspen HYSYS.

Como puede apreciarse en la figura anterior, aunque a la hora de definir los ligeros el programa pide también la introducción de la composición de los elementos no hidrocarburos, las casillas correspondientes a estos se dejaron vacías. La explicación de este hecho es que, tras numerosas pruebas, se observó que en caso de introducir el agua, cuyo punto de ebullición normal –*Normal Boiling Point (NBP)*– es de unos 100°C, en el *Oil Manager*, la curva de pseudocomponentes comenzaría a generarse a partir de esa temperatura.

Sin embargo, el hidrocarburo más pesado del alimento definido como *light end* sería el n-pentano, con una temperatura de ebullición normal de 36°C. Este valor es a partir del cual es deseable que el simulador genere la curva *TBP*, para lo que la T_{eb} del primer pseudocomponente debe estar en torno a 40°C.

Por lo tanto, los caudales molares de H_2 , H_2O , H_2S y NH_3 (datos de la Tabla 2) se definieron en una corriente independiente (“NON-HC” en la Figura 7), para su posterior mezcla con el *blend*.

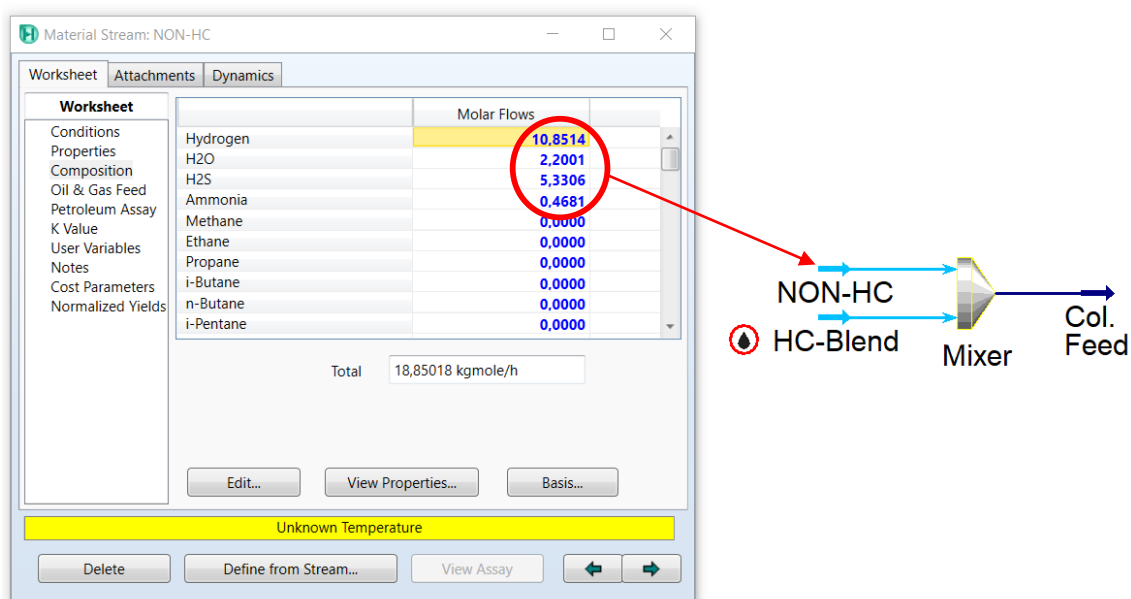


Figura 7. Caudal molar de los componentes no hidrocarburos en el alimento.

En la corriente denominada “HC-Blend”, se encuentran todos los hidrocarburos definidos en el *Oil Manager* anteriormente, desde el metano hasta el más pesado de los pseudocomponentes generados.

El número de pseudocomponentes es también un parámetro a definir por el usuario. Teniendo en cuenta que los tres productos de la unidad son –en orden de menor a mayor punto de ebullición– nafta, diésel y gasoil, y que las especificaciones de separación de la columna irán enfocadas en obtener productos de una determinada pureza en los componentes que forman cada una de dichas fracciones, se tomó la decisión de definir 20 pseudocomponentes por cada producto, haciendo un total de 60 (ver ANEXO I).

El rango de temperaturas asignado a cada producto del sistema es el siguiente:

- **Nafta:** desde 41°C hasta 180°C.
- **Diésel:** desde 180°C hasta 365°C.
- **Gasoil:** desde 365°C hasta 611°C.

Con todo lo anterior, y tras mezclar las dos corrientes implicadas en el alimento a la columna, tan solo faltan por definir la presión y temperatura de dicha corriente, quedando tras ello totalmente definida. Con objeto de simplificar los cálculos, se estableció una presión global en todo el sistema de 1 bar-g (sin pérdidas de presión a lo largo de la/s columna/s, lo cual es una suposición ideal). Asimismo, la temperatura de entrada del alimento es de 350°C. En la Figura 8 se muestran las propiedades calculadas en HYSYS de la corriente de alimentación obtenida.

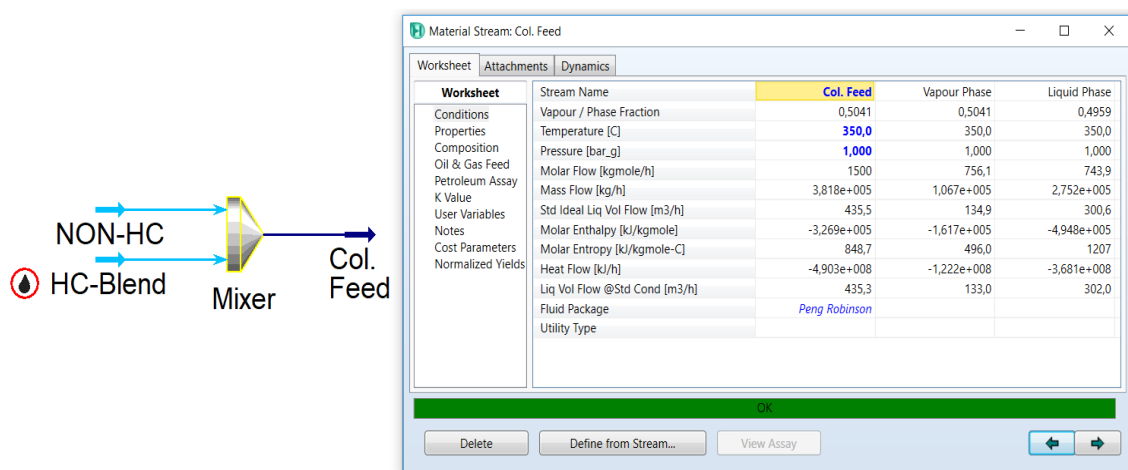


Figura 8. Propiedades de la corriente de alimento a la columna.

Como puede apreciarse en la figura, el alimento a la columna estabilizadora es bifásico. La temperatura de esta corriente es elevada debido a que –según la configuración actual de la refinería– antes de su introducción a la columna, el alimento se hace pasar a través de un tren de intercambiadores de calor, en el que se enfría el producto de colas de la estabilizadora (VGO), y, posteriormente, por un horno.

1.5. GARANTÍAS A CUMPLIR POR LOS PRODUCTOS

Una vez obtenida la corriente que servirá de entrada a las diferentes configuraciones a estudiar, es el momento de hablar de las especificaciones o garantías a cumplir por cada producto y que, por lo tanto, cualquier secuencia de separación deberá satisfacer.

En un contrato *EPCM* (*Engineering, Procurement, Construction Management*), el cliente, es decir, la empresa propietaria de la refinería, establece una serie de parámetros que el contratista deberá ser capaz de asegurar tras el diseño y construcción de la unidad en cuestión. En este proyecto y en la unidad *VGO-HT* en cuestión, dichas garantías a cumplir se tratan de diferentes puntos de las curvas *TBP* de los productos.

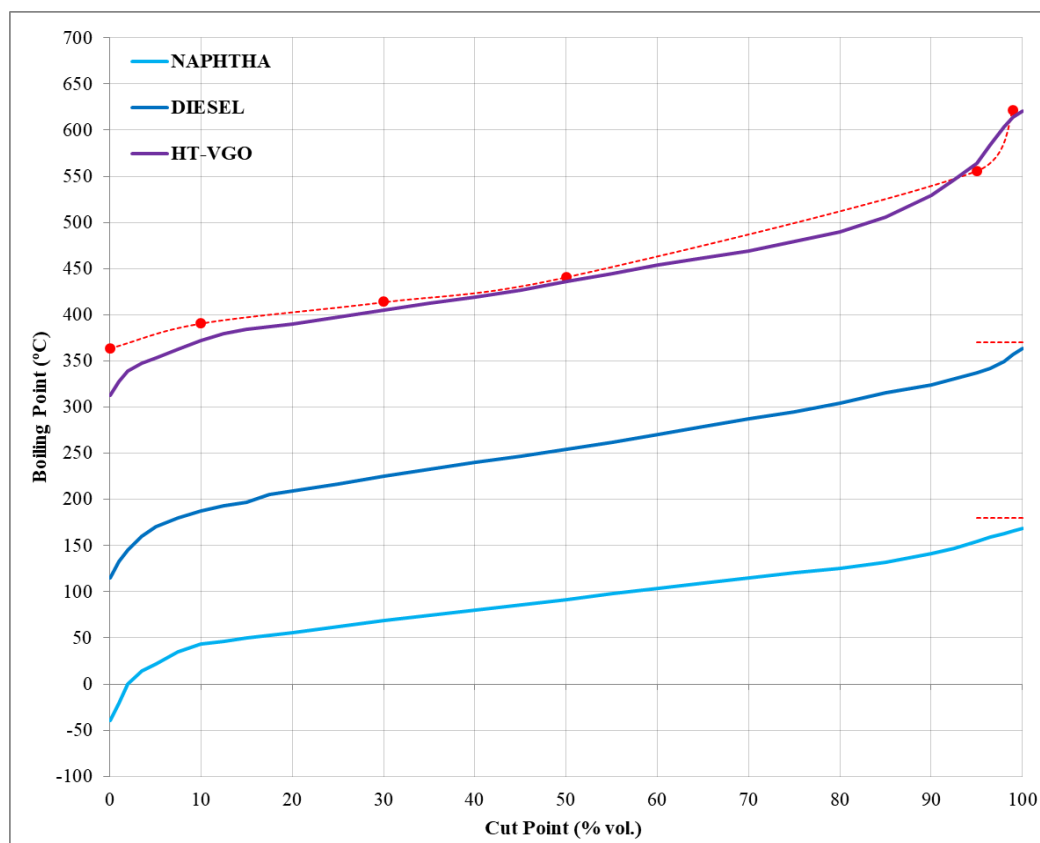
Dado que el producto principal de la unidad es el gasoil, el cliente requiere que se satisfagan determinados puntos que la curva *TBP* de dicho producto no deberá superar. Por otro lado, para los subproductos nafta y diésel tan solo se piden los *FBP* (*Final Boiling Points*), que deberán de ser menores a unos valores máximos.

A continuación se encuentran clasificadas en la Tabla 5 las garantías requeridas para el diseño y simulación de la unidad *VGO-HT*.

Tabla 5. Garantías a cumplir por los productos principales de la unidad *VGO-HT*.

Name Description	Units	Performance Guarantees	Min. Performance Level
Naphtha			
Distillation, D1160, FBP	°C	180	180
Diesel			
Distillation, D1160, FBP	°C	365	370
Hydrotreated VGO			
Distillation, D1160, IBP	°C	364	364
Distillation, D1160, 10 vol%	°C	391	391
Distillation, D1160, 30 vol%	°C	414	414
Distillation, D1160, 50 vol%	°C	441	441
Distillation, D1160, 95 vol%	°C	556	556
Distillation, D1160, 99 vol%	°C	622	622

Las garantías anteriores vienen dadas según el ensayo de destilación *ASTM D1160 Atm*. En la Gráfica 2, se encuentran representadas las curvas *TBP* de los productos de la unidad real de la refinería. En rojo se muestran los valores máximos permisibles según las garantías de cada producto. En el caso del *HT-VGO*, deben cumplirse una serie de puntos de la curva *TBP*.



Gráfica 2. Curvas *TBP* de los productos de la unidad *VGO-HT* real y sus garantías.

Puede observarse que los tres productos cumplen todas las garantías de la Tabla 5, salvo el punto al 95% volumétrico del *VGO*. En la práctica, no se está logrando cumplir con esta temperatura, por lo que no fue tomada en cuenta a la hora de validar los productos de las diferentes configuraciones estudiadas en este *TFM*.

2. SIMULACIÓN CON ASPEN HYSYS

Una vez completamente definido el alimento al sistema y bien conocidas las especificaciones a cumplir por sus productos, se abordó la simulación de los diferentes casos propuestos para la configuración de la columna estabilizadora de *VGO*. El modelo termodinámico elegido para ser empleado en todas las simulaciones realizadas fue el de Peng-Robinson.

Cabe destacar antes de continuar que, de cara a obtener una mejor comparación de los resultados de todas las simulaciones, la presión de todo el sistema se fijó en 1 bar-g. Esta simplificación se hizo considerando los efectos importantes que tiene la presión del sistema en las volatilidades de cada componente y, por lo tanto, teniendo bien presente la no veracidad de los resultados obtenidos con el simulador en caso de que las columnas calculadas se implementaran a nivel físico.

Sin embargo, la finalidad del estudio no es otra que poder comparar las características de las diferentes secuencias de destilación propuestas a la hora de obtener los productos deseados. Dichas alternativas son las siguientes:

- Configuración **Acíclica 1**, con dos corrientes de MPS (una por columna).
- Configuración **Cíclica 1**, con dos corrientes de MPS (una por columna).
- Configuración **Acíclica 2**, con una única corriente de MPS en la segunda columna.
- Configuración **Cíclica 2**, con una única corriente de MPS en la segunda columna.

Es importante remarcar que las conocidas como configuraciones “acíclicas” no son más que un paso intermedio, un sencillo truco mediante el cual es posible modelar secuencias de columnas de destilación con acoplamientos térmicos evitando el uso de reciclos (2). Con ellas se obtienen los valores iniciales necesarios para abordar las respectivas configuraciones “cíclicas”, en las que sí deben emplearse recirculaciones.

El alimento a tratar, a grandes rasgos, se trata de una mezcla de tres productos: nafta (A), diésel (B) y gasoil (C). Puede suponerse que la práctica totalidad de componentes más ligeros que el producto A serán extraídos junto con este. Recordando la Figura 5, en la cual se mostraba un esquema de la configuración actual de la secuencia de separación de la refinería, una configuración termodinámicamente equivalente a la mostrada sería la siguiente (3):

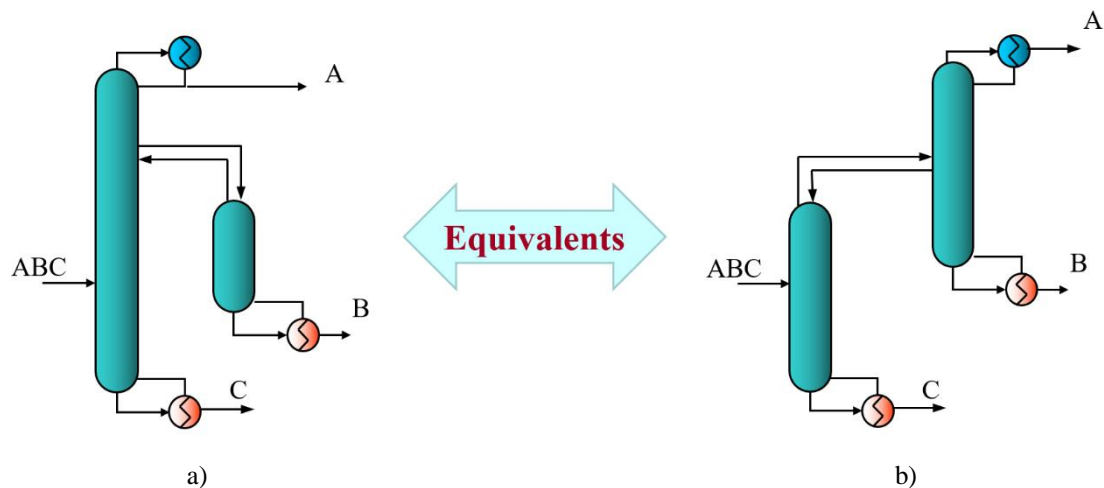


Figura 9. Secuencia de separación actual (a) y conf. equivalente (b). Con calderas.

Sin embargo, la configuración de la Figura 9 posee dos calderas, una por cada producto de colas, lo cual no se corresponde con las características de la secuencia de destilación de la unidad, que emplea como agente de separación –y de calentamiento– vapor de media presión y prescinde de aportar calor mediante calderas. Por lo tanto, el esquema termodinámicamente equivalente sería, más bien, algo así:

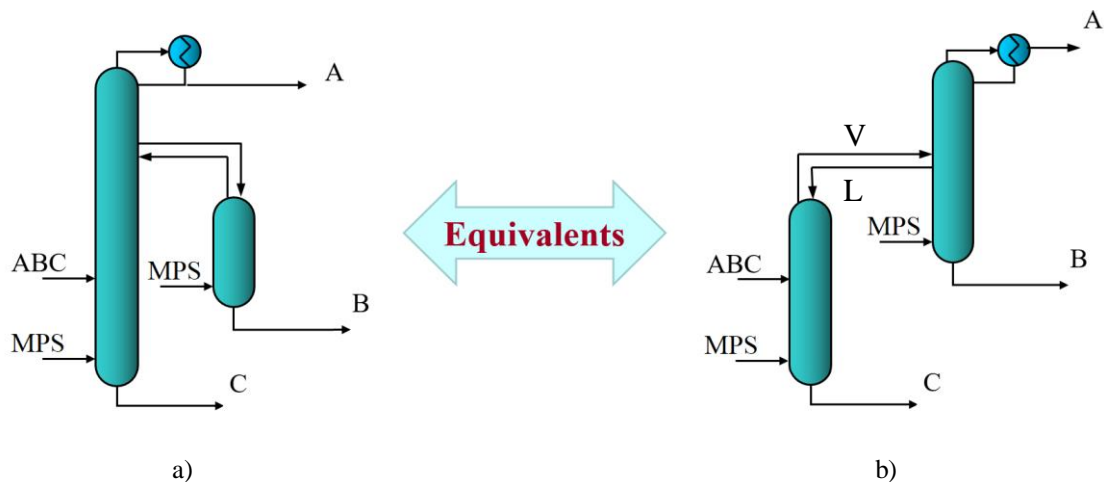


Figura 10. Secuencia de separación actual (a) y conf. equivalente (b). Con MPS.

Las corrientes de vapor (V) y de líquido (L) intercambiadas por ambas columnas en la Figura 10b constituyen un acoplamiento térmico entre ambas. Dichas corrientes son termodinámicamente equivalentes a nivel de cálculo a una de vapor sobrecalentado que fuera desde la parte superior de la primera columna hacia la segunda (2).

Una alternativa adicional a la secuencia de dos columnas anterior sería emplear una configuración Peltuk, termodinámicamente equivalente a una columna con muro divisor interno, como la que se muestra en la Figura 11 (3).

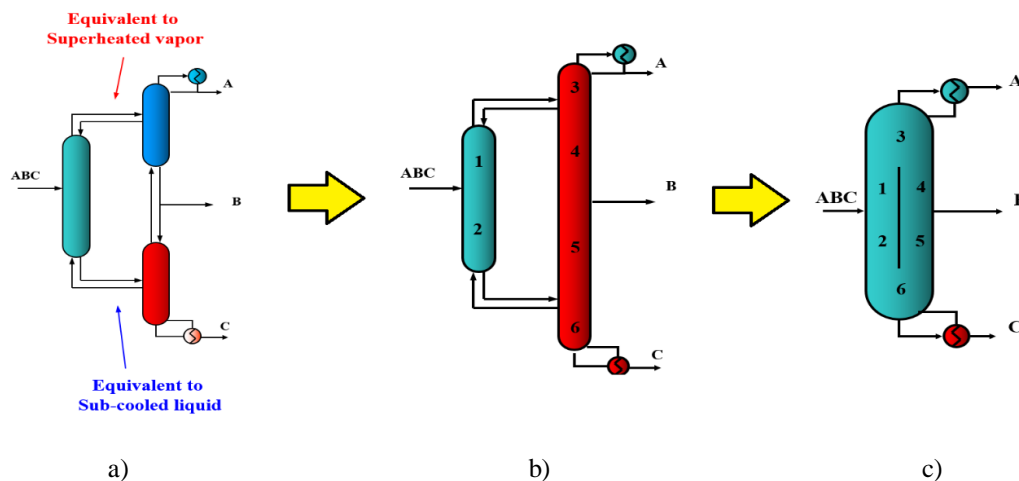


Figura 11. Conf. Peltyuk para la separación de una mezcla ABC. Con calderas.

En este caso, las corrientes de V y de L que se cruzan entre la columna principal (AB/BC) y la situada en la parte inferior del esquema (B/C), son equivalentes a una corriente de líquido subenfriado que abandona la primera columna.

Nuevamente, la presencia de calderas hace que esta configuración no cumpla con las directrices de las columnas del proyecto, por lo que el esquema correspondiente cambiaría un poco. Eliminar las calderas e incluir en sus lugares corrientes de vapor a media presión en los esquemas anteriores sería el primer paso para obtener las configuraciones finales a estudiar. Además, el acoplamiento térmico del fondo de la primera columna tendría sentido en el caso de que se dispusiera de una caldera en dicho lugar. Como no es el caso, sería necesario disponer de una entrada de MPS por la parte inferior de la columna así como una salida de líquido y eliminar el acoplamiento térmico.

Implementando dichos cambios, los esquemas a considerar serían los siguientes:

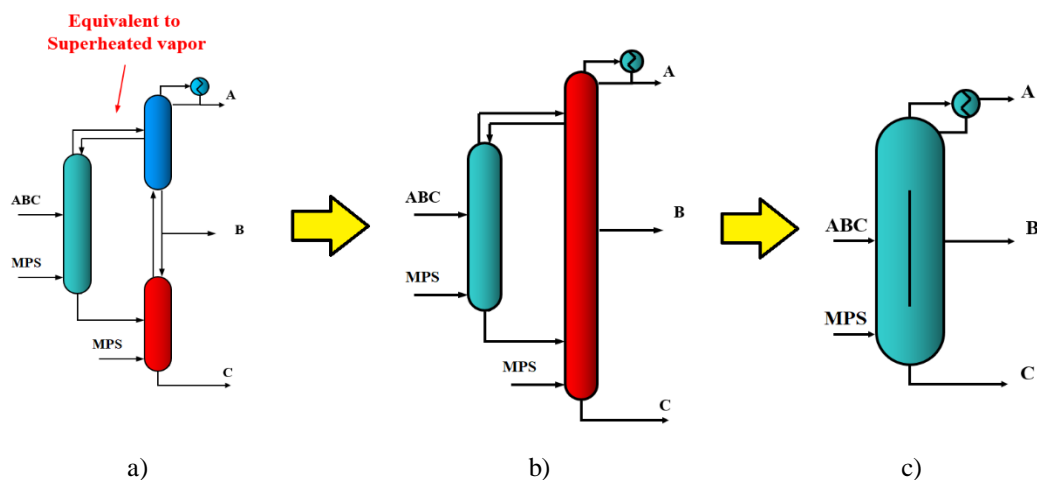


Figura 12. Conf. Peltyuk para la separación de una mezcla ABC. Con MPS.

A continuación se presentan las cuatro alternativas estudiadas: dos acíclicas y dos cíclicas. Todas ellas disponen de dos columnas de destilación conectadas entre sí. Aunque las configuraciones cíclicas hacen referencia a una columna con muro divisor interno, en HYSYS fue necesario simular dichas configuraciones empleando dos columnas. Cabe recordar que las simulaciones acíclicas no tienen sentido físico: son solo un truco matemático para simular un acoplamiento térmico y lograr valores iniciales para lograr la convergencia sencilla de las simulaciones cíclicas.

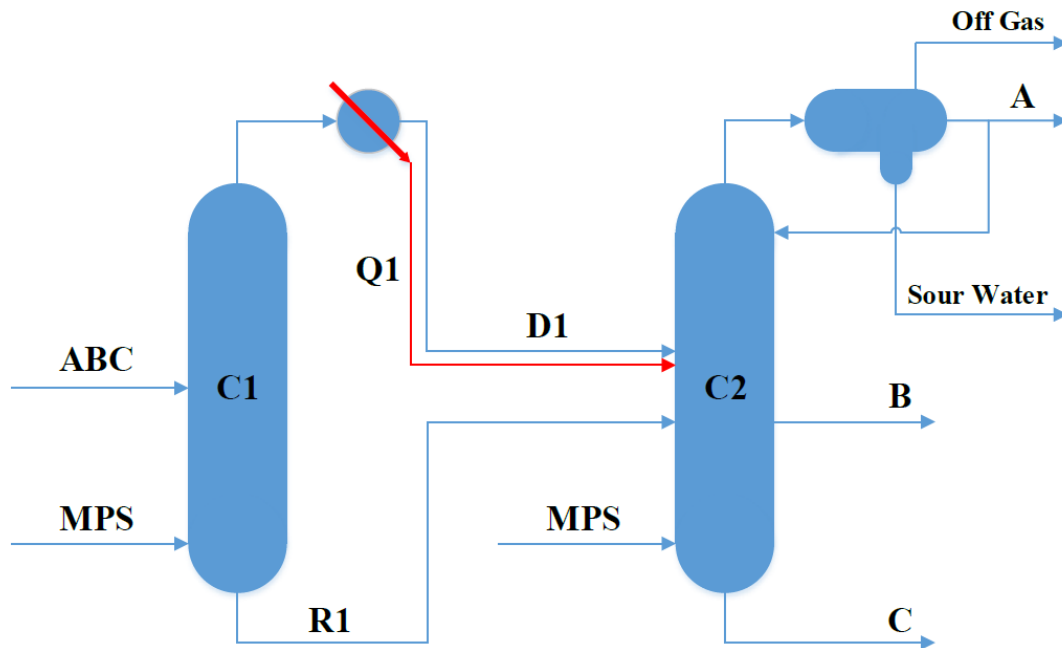


Figura 13. Conf. Acíclica 1, con dos corrientes de MPS (una por columna).

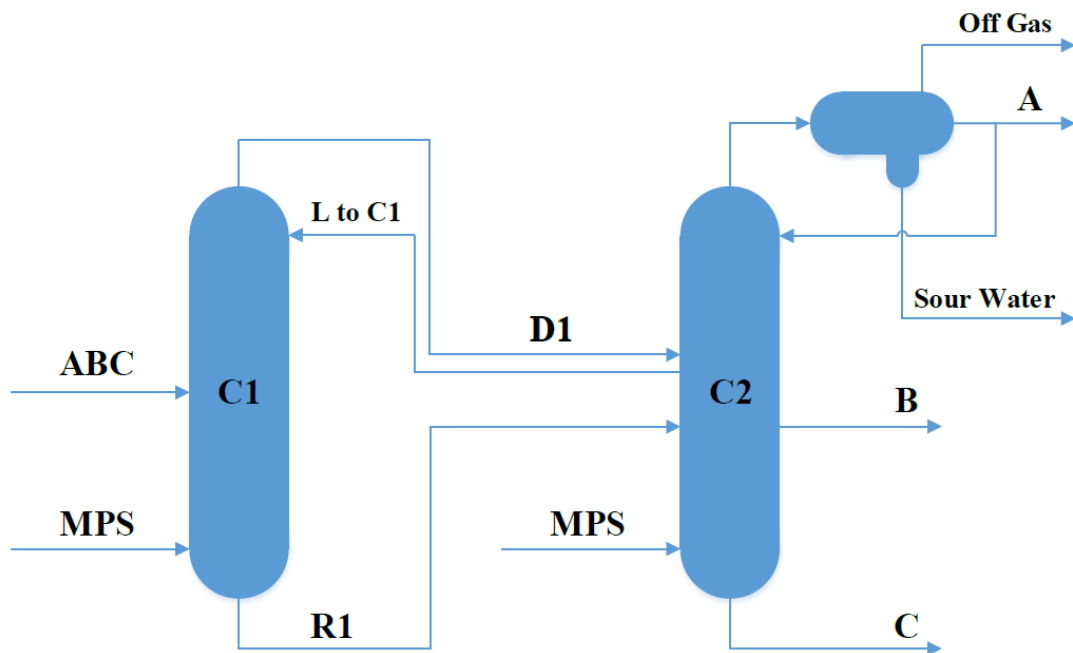


Figura 14. Conf. Cíclica 1, con dos corrientes de MPS (una por columna).

En la Figura 13, la corriente de vapor “D1” y la de calor “Q1” se introducen en el mismo piso de la columna “C2”. Equivalente termodinámicamente a estas conexiones es el acoplamiento térmico formado por las corrientes “D1” y “L to C1” en la Figura 14 (2).

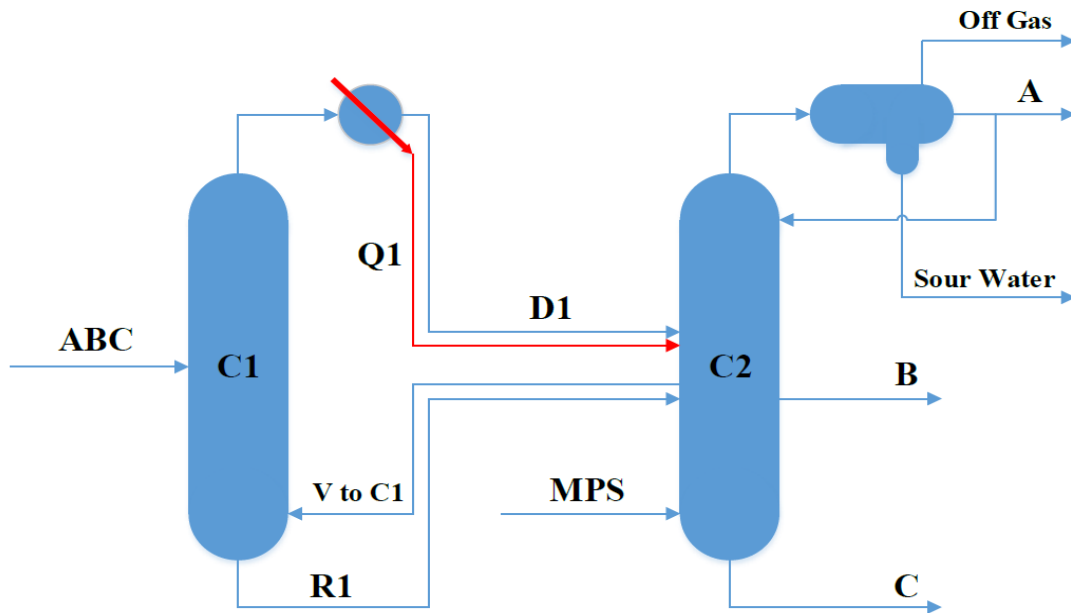


Figura 15. Conf. Acíclica 2, con una única corriente de MPS en la segunda columna.

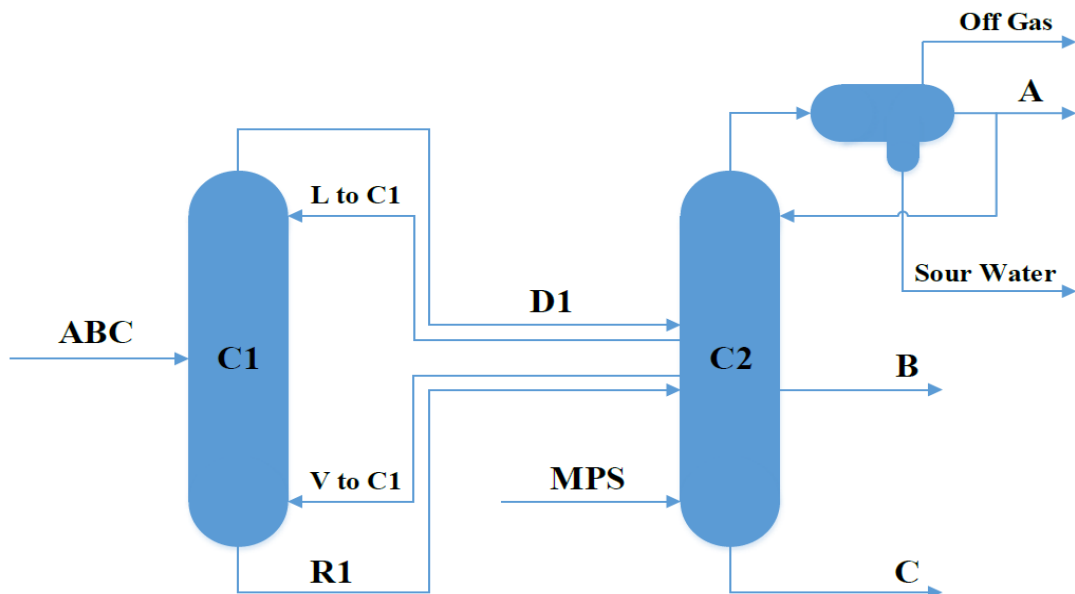


Figura 16. Conf. Cíclica 2, con una única corriente de MPS en la segunda columna.

Las configuraciones Acíclica 1 y Cíclica 1 (Figuras 13 y 14) se corresponden con el esquema mostrado en la Figura 12b, con la diferencia de que la Acíclica 1 emplea una corriente de vapor sobrecalentado y la Cíclica 1 presenta un acoplamiento térmico entre columnas. Análogamente, las configuraciones Acíclica 2 y Cíclica 2 (Figuras 15 y 16) se corresponden con la Figura 12c, siendo esta última la equivalente a una única columna con muro divisor interno, debido a los dos acoplamientos térmicos entre sus columnas.

Como resumen, se presentan en la Tabla 6 las características de cada una de las configuraciones estudiadas en el presente trabajo.

Tabla 6. Resumen de características de las configuraciones estudiadas.

Configuración	Acíclica 1	Cíclica 1	Acíclica 2	Cíclica 2
¿Introducción de MPS en la C1?	SÍ	SÍ	NO	NO
¿Condensador parcial en C1?	SÍ	NO	SÍ	NO
¿Acoplamiento térmico cabeza C1?	NO	SÍ	NO	SÍ
¿Acoplamiento térmico fondos C1?	NO	NO	SÍ	SÍ

2.1. ESTIMACIONES PRELIMINARES CON EL MÉTODO SHORT-CUT

El número de etapas o pisos de cada columna así como los correspondientes niveles en los que deberán ser introducidas las corrientes de alimentación de ambas son datos aún por determinar. Para lidiar con ello, se empleó el método Short-Cut en el simulador Aspen HYSYS v9. Las simulaciones obtenidas utilizando dicho método corresponden únicamente a secuencias factibles y fáciles de obtener y, en ningún caso, se buscó con él encontrar la configuración que optimizara el proceso de separación estudiado.

Las columnas Short-Cut no permiten la introducción de más de un alimento en una misma columna, por lo que fue infactible el uso de corrientes de vapor en el fondo de estas. Ya que el objetivo de esta simulación preliminar fue la determinación del número de pisos de cada columna, así como de la altura del plato de alimentación, no se consideraron dichas corrientes de vapor, dejando que el simulador calculase en cada columna un valor correspondiente al aporte de calor necesario en su parte inferior.

Otro inconveniente del método Short-Cut es que considera que el reflujo externo de la columna es una fracción de la corriente total de cabeza de la misma. Sin embargo, en el caso de la separación estudiada, tan solo se devuelve a la columna una parte de la nafta, tras ser esta separada de los gases más ligeros (off gas) y del agua ácida (sour water).

Conocidas las limitaciones de este método, se trató de ajustar una secuencia de tres columnas Short-Cut en HYSYS, de manera que se obtuvieran los tres productos de la unidad con curvas de destilación lo más similares posible a las de los productos de la refinería real, es decir, que cumplieran con las garantías de la unidad.

Tras realizar múltiples pruebas y ajustar los parámetros de las columnas, se dio con una posible configuración que resulta en productos aceptables. Estas son las características de dicha secuencia de Short-Cuts:

Tabla 7. Características de la simulación preliminar con el método SC.

	Nº Pisos	Piso Alim.	Reflux Ratio	T _{cond} (°C)	T _{reb} (°C)	HK	LK
SC1	9	5	0.4	208.1	402.2	NBP 372°C	NBP 112°C
SC2	10	4	7.0	118.3	229.8	NBP 177°C	NBP 112°C
SC3	17	11	10.0	308.7	455.7	NBP 372°C	NBP 314°C

Nota 1: La numeración considera el condensador como el piso 0 y la caldera como el piso n.

Nota 2: La fracción molar de los componentes clave pesado (HK) y ligero (LK) se fijó en 0.0001.

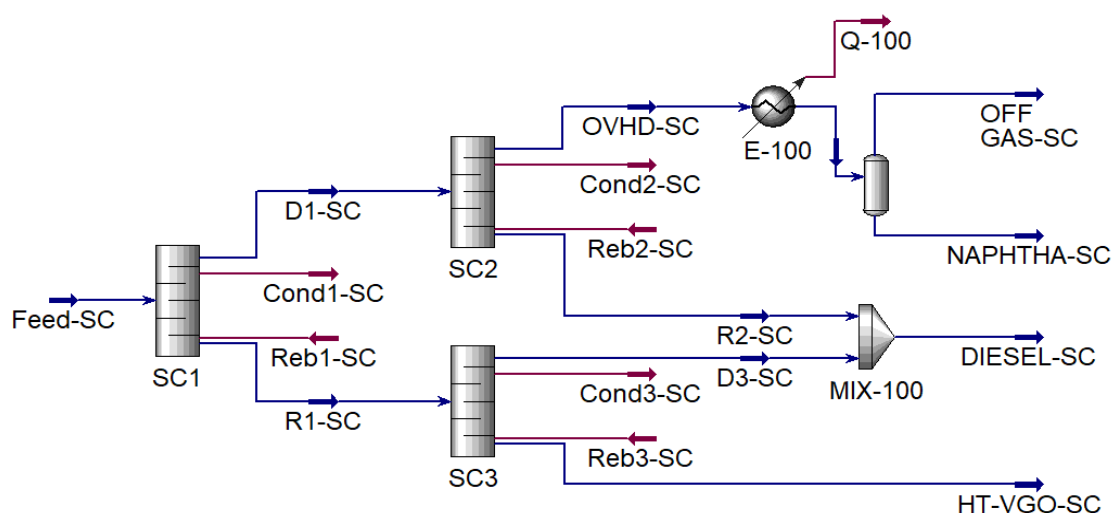


Figura 17. Esquema de la simulación preliminar con el método SC.

Para una información más detallada sobre esta simulación, ver ANEXO II.

Las columnas SC2 y SC3 de la Figura 17, constituirían la columna **C2** que aparece en las Figuras 13-16 y que, por lo tanto, constaría de **27 pisos** teóricos; mientras que la SC1 haría referencia a la **C1**, con tan solo **9 pisos**.

Los parámetros de la Tabla 7 fueron empleados para abordar las simulaciones de las Figuras 13-16 empleando columnas convencionales (1 caldera y 1 condensador) y columnas de absorción, con o sin reflujo superior, con el número de pisos anterior. Las principales diferencias a nivel de simulación entre dichos tipos de columnas se comentarán más adelante. Cabe decir que las cuatro simulaciones, a diferencia de la del método SC, tienen en cuenta las corrientes de MPS, por lo que los pisos de alimentación y de extracciones de las columnas podrían variar con respecto a los resultados de este método. Debido a ello, se tuvo cierta flexibilidad a la hora de establecer dichas etapas.

2.2. SIMULACIÓN DE LAS DIFERENTES ALTERNATIVAS

A la hora de abordar las simulaciones principales del estudio, se emplearon tres tipos de columnas: columnas convencionales (dispuestas de un condensador parcial y una caldera) y absorbedoras, pudiendo estar estas últimas provistas o no de reflujo superior.

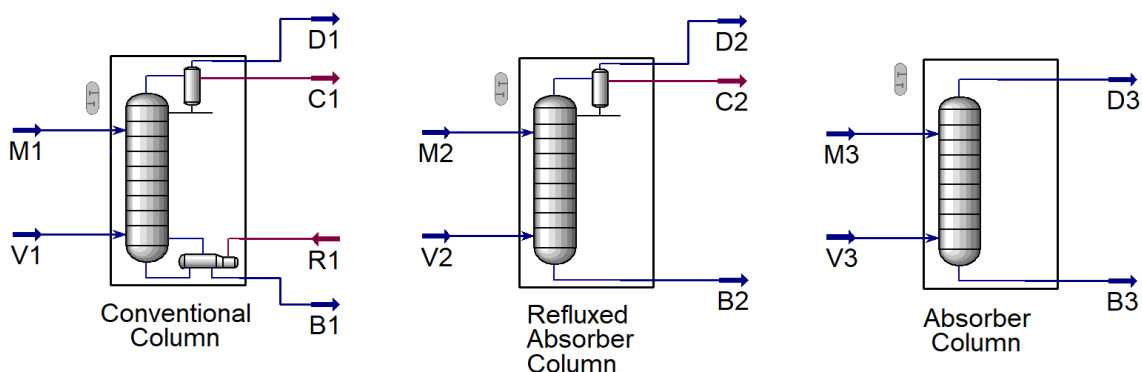


Figura 18. Tipos de columnas de destilación empleadas en Aspen HYSYS.

La información del número de pisos total aportada por el método SC fue de gran utilidad para la simulación de las dos columnas de cada caso. Sin embargo, el modelo presentó algún problema de convergencia al definir los pisos de alimentación obtenidos con el método SC, por lo que estas etapas fueron variándose hasta dar con una estructura factible, con la cual el programa lograra satisfacer todas las restricciones de las columnas.

Finalmente la configuración adoptada presenta el siguiente esquema de pisos:

- La **1ª columna** constará de **9 pisos**, mientras que la **2ª** tendrá un total de **27** (10+17), numerados considerando el condensador como piso 0.
- El **alimento** a la **1ª columna** será introducido en el **piso 5**, según lo determinado mediante la simulación con el método Short-Cut.
- La **2ª columna** dispondrá de **dos alimentaciones** diferentes:
 - Una procedente del **destilado de la 1ª columna**, introducida en el **piso 14**.
 - Otra procedente del **residuo de la 1ª columna**, introducida en el **piso 21**.

Nota: Tanto la alimentación del piso 14 como la del piso 21 de la 2ª columna irán acompañadas, en caso de NO haber acoplamiento térmico entre las columnas, por sendas corrientes de energía que serán, en caso de la del producto de cabeza de la 1ª columna, de signo positivo (equivalente termodinámicamente a una corriente de vapor sobrecalentado) y, en caso de la del producto de colas, de signo negativo (equivalente a una corriente de líquido subenfriado).

- El producto intermedio de la 2ª columna, es decir, el **diésel**, será **extraído** de esta en la **etapa 19** como corriente de **líquido**.
- En el caso de darse **acoplamientos térmicos** entre columnas, será necesaria la **extracción lateral de nuevas corrientes desde la 2ª columna**:
 - **Acoplamiento térmico con el destilado** de la 1ª columna (configuraciones Cíclica 1 y Cíclica 2): **extracción** de una **corriente de L** del **piso 14** de la **2ª columna** e **introducción** de la misma en el **piso 1** de la **1ª columna**.
 - **Acoplamiento térmico con el residuo** de la 1ª columna (configuraciones Acíclica 2 y Cíclica 2): **extracción** de una **corriente de V** del **piso 21** de la **2ª columna** e **introducción** de esta en el **piso 9** de la **1ª columna**.

Las directrices anteriores fueron seguidas a la hora de simular las cuatro alternativas estudiadas, cambiando en cada caso las corrientes implicadas según fuera necesario por la naturaleza del sistema, pero manteniendo la configuración interna de las columnas.

Inicialmente, el consumo de MPS requerido por ambas columnas en las alternativas Acíclica y Cíclica 1, y por la C2 en las Acíclica y Cíclica 2, era un parámetro a determinar. La manera de resolver este problema fue empleando columnas convencionales, en las que se fijó como especificación que el reflujo inferior procedente de la caldera o *boilup ratio* fuese 0. Asimismo, se crearon las dos corrientes de MPS correspondientes e introdujeron en el piso inferior de cada columna, incluyendo un operador *Adjust* por cada una de ellas con la función de ir incrementando su caudal molar, de forma que las corrientes de energía introducidas en las calderas se hiciesen nulas.

Con la ayuda de los *Adjust*, las especificaciones de los *boilup ratio* de las columnas lograron satisfacerse simultáneamente con el resto de restricciones fijadas, obteniendo los valores de caudales molares en las corrientes de MPS que serían empleados en las simulaciones posteriores, en las cuales se emplearon columnas del tipo absorbedoras.

Una vez aclarado el modus operandi seguido, a continuación se explica más en profundidad la simulación de cada una de las configuraciones, entrando en detalle acerca de las especificaciones definidas. Más adelante, se procederá a comparar el cumplimiento de las garantías de los productos alcanzado en cada simulación, de cara al cual los valores de los caudales de productos fueron modificados en cada caso para satisfacerlas.

2.2.1. Configuración Acíclica 1

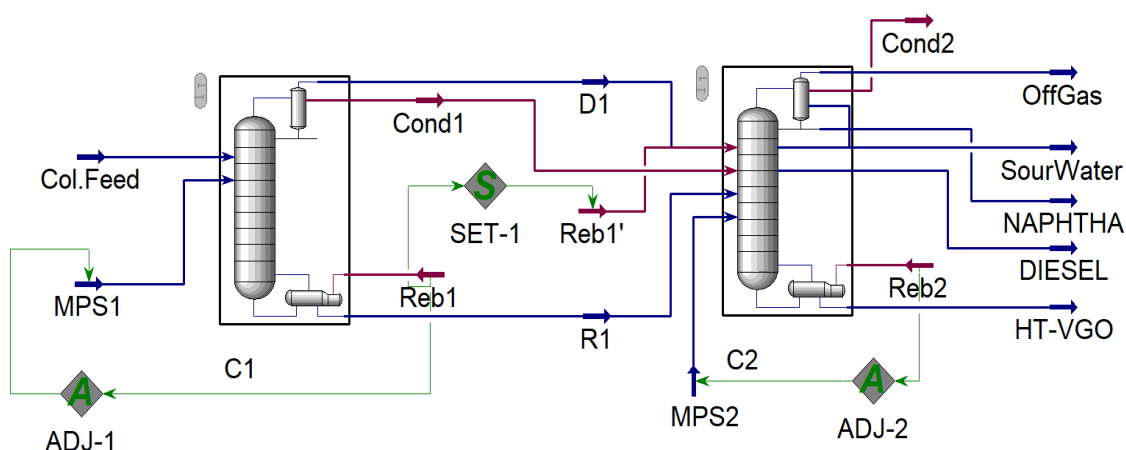


Figura 19. Simulación de la configuración Acíclica 1 (columnas convencionales).

En la Figura 19 se observa el modelo construido en Aspen HYSYS de la configuración Acíclica 1 utilizando columnas convencionales. En ella se pueden apreciar los operadores *Adjust*, responsables del cálculo del caudal molar de vapor de media presión necesario en cada una de las columnas. Las especificaciones fijadas en ellas se recogen en la Tabla 8.

Tabla 8. Especificaciones de convergencia de la simulación Acíclica 1 (col. conv.).

Columna	Especificación	Valor deseado	Valor alcanzado
C1	HT-VGO recovery in stream "R1" (mol fraction)	1.0000	1.0000
	Boilup Ratio (mol fraction)	0.0000	$2.09 \cdot 10^{-22}$
C2	Condenser Temperature (°C)	41.00	41.00
	Diesel recovery in stream "DIESEL" (mol fraction)	0.4800	0.4800
	HT-VGO recovery in stream "HT-VGO" (mol fraction)	0.9988	0.9988
	Boilup Ratio (mol fraction)	0.0000	$1.29 \cdot 10^{-15}$

Nota: la recuperación de componente se define como el caudal molar de dicho componente en la corriente de salida de la columna dividido por el caudal molar total de dicho componente alimentado a la columna.

El operador *Set* dispuesto entre columnas tiene el cometido de hacer que la corriente de calor "Reb1'" adopte el mismo valor que "Reb1" pero de signo opuesto. Es decir, lo que equivaldría a extraer esa misma cantidad de energía del piso en que se introduce la corriente "R1" en la columna "C2" (2). Sin embargo, una vez convergida la simulación, el *boilup ratio* de la columna "C1" habrá alcanzado un valor muy próximo a 0 y la corriente de calor introducida en la caldera de esta será nula.

Los caudales de MPS obtenidos tras converger la simulación fueron los siguientes:

- **MPS1 (C1):** 16 kmol/h (288 kg/h)
- **MPS2 (C2):** 339 kmol/h (6107 kg/h)
- **MPS TOTAL:** 355 kmol/h (6395 kg/h)

Con estos valores, se construyó posteriormente un modelo en el que las columnas escogidas fueron del tipo *refluxed absorbers*, carentes de caldera. Las corrientes de vapor “MPS1-2” y “MPS2-2” son copias de sus análogas “MPS1” y “MPS2” de la Figura 19.

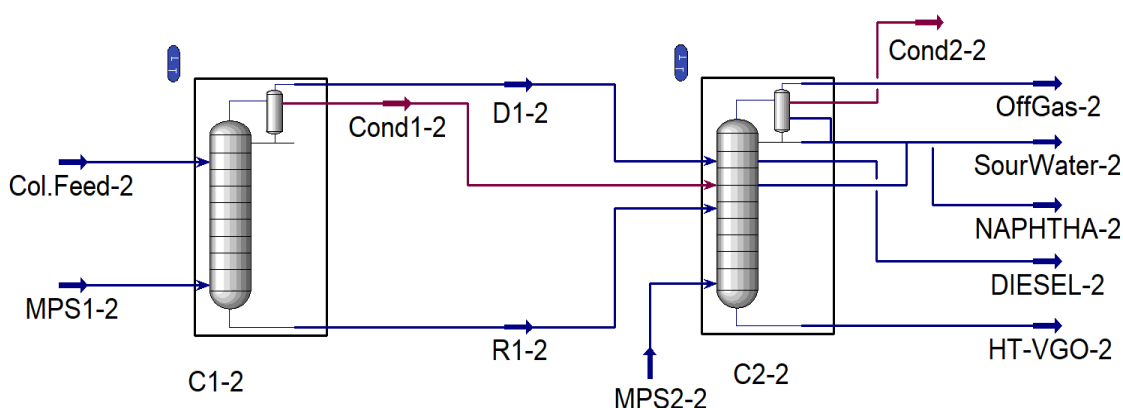


Figura 20. Simulación de la configuración Acíclica 1 (refluxed absorbers).

En esta simulación, la columna “C1-2” presenta tan solo un grado de libertad. Con objeto de facilitar, en la medida de lo posible, la convergencia del modelo, se fijó como única especificación el caudal molar de la corriente del producto de cabeza, “D1-2”.

Con respecto a la columna “C2-2”, esta también ve reducido su número de grados de libertad gracias a la introducción de la corriente de vapor en su piso inferior, pasando de los cuatro originales a solamente tres. Las especificaciones fijadas en este caso fueron los caudales molares de los tres productos, obtenidos de la simulación con columnas convencionales (Figura 19).

El motivo principal por el que se optó, en este caso, por definir los caudales molares de productos fue facilitar la convergencia del simulador, pues la práctica indica que lo hace más fácilmente con este tipo de especificaciones, en lugar de definir fracciones de recuperación de componentes, fracciones molares, temperaturas, etc.

En la Tabla 9 están reflejadas las especificaciones de la simulación Acíclica 1 con *refluxed absorbers*.

Tabla 9. Especificaciones de convergencia de la simulación Acíclica 1 (ref. abs.).

Columna	Especificación	Valor deseado	Valor alcanzado
C1-2	Total Molar Flow in stream “D1-2” (kmol/h)	642.3	642.4
C2-2	Total Molar Flow in stream “NAPHTHA-2” (kmol/h)	421.9	421.9
	Total Molar Flow in stream “DIESEL-2” (kmol/h)	173.1	173.1
	Total Molar Flow in stream “HT-VGO-2” (kmol/h)	835.8	835.8

El simulador logró converger rápidamente este modelo al dotarle de la información de los caudales totales de productos.

2.2.2. Configuración Cíclica 1

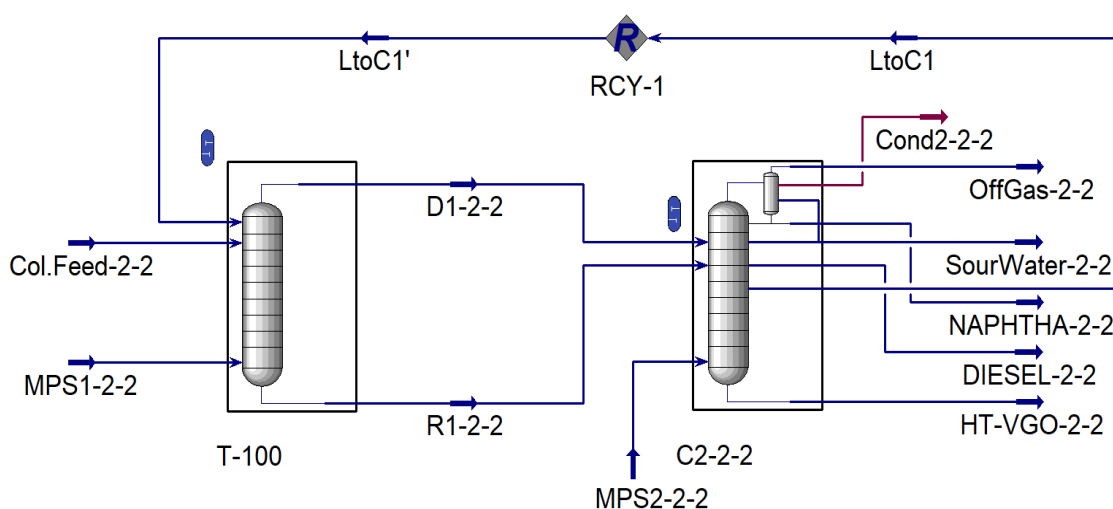


Figura 21. Simulación de la configuración Cíclica 1.

A simple vista, en la Figura 21 se observa que se ha eliminado el condensador en la parte superior de la primera columna (“T-100” en la figura). En su lugar, se emplea un acoplamiento térmico entre columnas, formado por la corriente de vapor “D1-2-2” y la de líquido “LtoC1”, esta última procedente del piso 14 de la columna “C2-2-2”, en el cual es alimentada la primera.

En esta simulación debe ser incluido un operador *Recycle*, ya que una corriente de líquido es extraída de la columna “C2-2-2” y reintroducida como reflujo en la parte superior de la “T-100”. Fue necesario, por lo tanto, dotar de valores iniciales a la corriente “LtoC1” (2), de forma que convergiera en primer lugar la columna “T-100” y, posteriormente, la “C2-2-2”, para después poder cerrar el lazo de recirculación y hacer converger ambas simultáneamente.

Dicha información inicial fue extraída de la simulación Acíclica 1 con *refluxed absorbers*. Se asumió un caudal molar total para la corriente “LtoC1” igual al de la corriente líquida de reflujo que abandona el condensador de la columna “C1-2” (Figura 20). Este valor fue obtenido de la *Subflowsheet* de dicha columna (Figura 22).

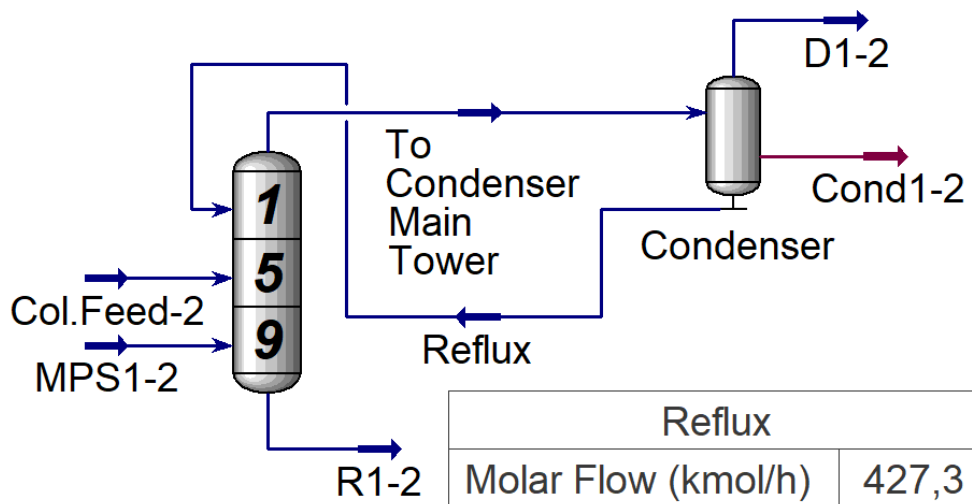


Figura 22. Subflowsheet de la columna “C1-2” de la simulación Acíclica 1 (ref. abs.).

Asimismo, para establecer una composición preliminar a la corriente “LtoC1”, se leyó la composición del líquido del plato 14 de la columna “C2-2” de la simulación Acíclica 1 (Figura 20).

Con esta configuración, la primera columna está totalmente definida, es decir, no posee ningún grado de libertad y converge sin problemas. En cuanto a la segunda columna, es necesario definir cuatro especificaciones. Se introdujeron los caudales molares de los tres productos en adición al de la extracción de líquido del plato 14, en dirección a la primera columna.

En la Tabla 10 se recogen dichos caudales, los cuales fue necesario variar un poco con respecto a sus valores originales de la simulación Acíclica 1, para así ayudar al programa a alcanzar la convergencia y que el *Recycle* funcionara correctamente.

Tabla 10. Especificaciones de convergencia de la simulación Cíclica 1.

Columna	Especificación	Valor deseado	Valor alcanzado
C2-2-2	Total Molar Flow in stream “LtoC1” (kmol/h)	437.4	437.4
	Total Molar Flow in stream “NAPHTHA-2-2” (kmol/h)	418.0	418.0
	Total Molar Flow in stream “DIESEL-2-2” (kmol/h)	173.1	173.1
	Total Molar Flow in stream “HT-VGO-2-2” (kmol/h)	840.0	840.0

2.2.3. Configuración Acíclica 2

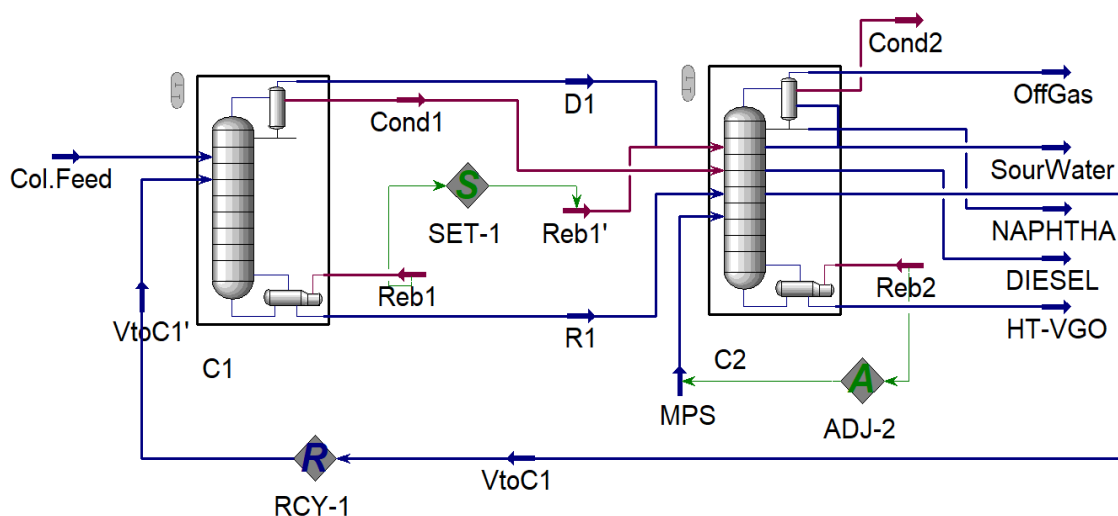


Figura 23. Simulación de la configuración Acíclica 2 (columnas convencionales).

En esta configuración un cambio adicional es introducido con respecto a las anteriores. Dicha diferencia radica en la sustitución de la corriente de vapor del fondo de la primera columna por una corriente de vapor procedente de la segunda. Es decir, un acoplamiento térmico entre columnas, en el cual la corriente de líquido de colas de la columna “C1” se dirige al plato número 21 de la columna “C2”, mientras que una corriente de vapor abandona dicha etapa en dirección al piso inferior de la primera columna. Para hacer esto posible, un operador *Recycle* tuvo que ser empleado, lo cual implicó dotar de valores iniciales a la corriente “VtoC1”, de manera que la primera columna pudiera converger en primera instancia.

El cambio en cuanto a composición de la corriente de vapor a la nueva corriente introducida en el fondo de “C1” es significativo, pues la primera contenía solo agua, mientras que la extracción lateral de vapor de “C2” es una mezcla de hidrocarburos. A pesar de esta diferencia, el programa no presentó problemas de convergencia al hacer el cambio de corrientes, aún con el *Recycle* desconectado, manteniendo el mismo caudal molar total que el obtenido para la corriente de MPS1 en la simulación Acíclica 1 con columnas convencionales (Figura 19): 16 kmol/h.

El caudal de vapor de media presión necesario en la columna “C2” no es conocido aún. El procedimiento para calcular el valor necesario fue el mismo que para la simulación Acíclica 1 con columnas convencionales: se especificó en ambas columnas un *boilup ratio* de 0, así como un operador *Adjust* se encargó de ir dando valores a esta corriente.

A continuación, en la Tabla 11, se resumen las especificaciones de cada columna.

Tabla 11. Especificaciones de convergencia de la simulación Acíclica 2 (col. conv.).

Columna	Especificación	Valor deseado	Valor alcanzado
C1	HT-VGO recovery in stream “R1” (mol fraction)	1.0000	1.0000
	Boilup Ratio (mol fraction)	0.0000	$3.58 \cdot 10^{-22}$
C2	Total Molar Flow in stream “NAPHTHA” (kmol/h)	415.0	415.0
	Total Molar Flow in stream “DIESEL” (kmol/h)	155.0	155.0
	Total Molar Flow in stream “HT-VGO” (kmol/h)	860.0	860.0
	Total Molar Flow in stream “VtoC1” (kmol/h)	16.0	16.0
	Boilup Ratio (mol fraction)	0.0000	$1.17 \cdot 10^{-8}$

Puede observarse que no son exactamente las mismas que las de la simulación Acíclica 1 con columnas convencionales (Tabla 8). Esto es debido a que, una vez terminada de converger esa primera alternativa y tras comprobar el cumplimiento de las garantías de los productos obtenidos con ella, se consideró que los caudales molares de estos no deberían variar mucho entre sí en las posteriores configuraciones a estudiar.

Por ello, las especificaciones elegidas para la columna “C2”, a parte del *boilup ratio* igual a 0, fueron los caudales molares totales de las corrientes “NAPHTHA”, “DIESEL”, “HT-VGO” y “VtoC1”. Inicialmente se introdujeron los valores de caudales de productos recogidos en la Tabla 9. Sin embargo, estos tres parámetros se fueron variando levemente con objeto de alcanzar la convergencia. El caudal de la corriente de vapor “VtoC1”, procedente del piso 21 de la columna “C2”, se estableció y mantuvo en 16 kmol/h, igual al valor obtenido para la corriente “MPS1” de la simulación Acíclica 1. En cuanto a la columna “C1”, las especificaciones fueron las mismas que en la simulación Acíclica 1.

El caudal de MPS necesario en la 2ª columna sería de **345.3 kmol/h (6221 kg/h)**, ligeramente inferior al caudal total de vapor resultante de la configuración Acíclica 1, lo cual era de esperar.

Una vez conocido este valor, se procedió a realizar la simulación Acíclica 2 pero con *refluxed absorbers* (Figura 24).

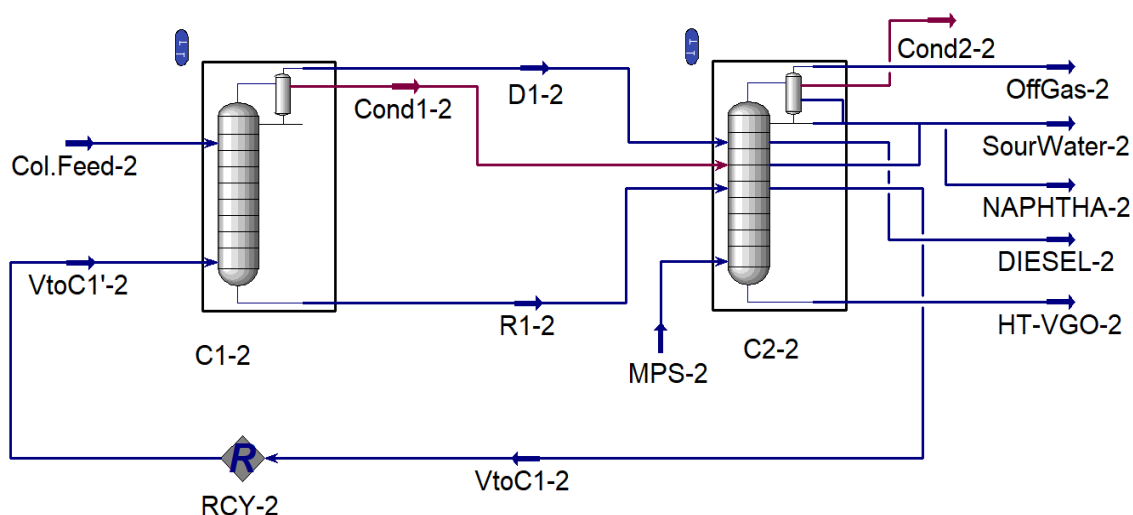


Figura 24. Simulación de la configuración Acíclica 2 (refluxed absorbers).

En este caso se especificó en la columna “C1-2” el caudal molar de su corriente de vapor de cabeza, “D1-2”, obtenido de la simulación con columnas convencionales; y en la columna “C2-2”, los caudales de los tres productos finales y de la extracción lateral de vapor. Las especificaciones de los caudales de productos fueron ligeramente modificadas con respecto a los valores de la Tabla 11 para solventar dificultades de convergencia.

En la Tabla 12 se recogen los valores alcanzados de dichas especificaciones.

Tabla 12. Especificaciones de convergencia de la simulación Acíclica 2 (ref. abs.).

Columna	Especificación	Valor deseado	Valor alcanzado
C1	Total Molar Flow in stream “D1-2” (kmol/h)	511.4	511.4
C2	Total Molar Flow in stream “NAPHTHA” (kmol/h)	416.0	416.0
	Total Molar Flow in stream “DIESEL” (kmol/h)	145.0	145.0
	Total Molar Flow in stream “HT-VGO” (kmol/h)	870.0	870.0
	Total Molar Flow in stream “VtoC1” (kmol/h)	16.00	16.00

2.2.4. Configuración Cíclica 2

En esta última simulación, el modelo presenta dos acoplamientos térmicos entre columnas. Uno entre la parte superior de la 1ª columna y el plato 14 de la 2ª, y otro entre la parte inferior de la 1ª y el piso 21 de la 2ª. Por lo tanto, fue necesario emplear dos *Recycles* para cerrar la simulación.

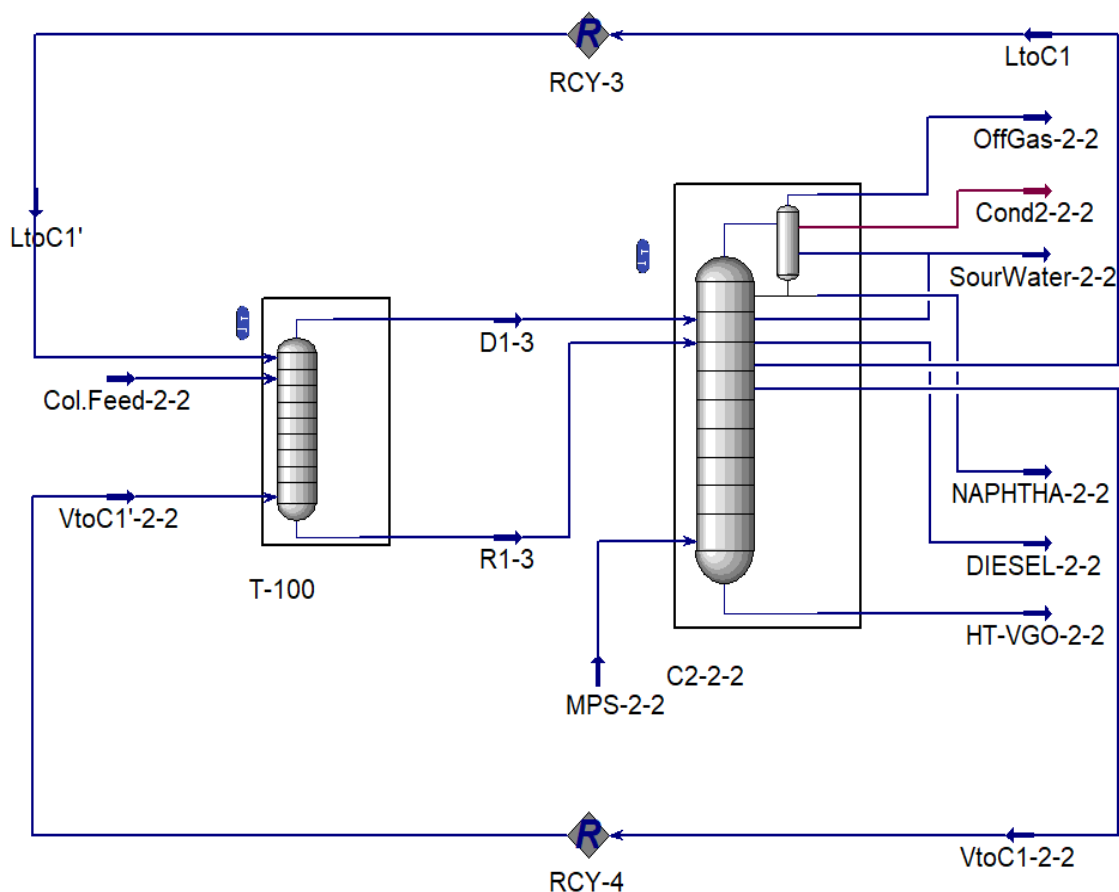


Figura 25. Simulación de la configuración Cíclica 2.

Como en el caso de la configuración Cíclica 1, la primera columna (“T-100” en la Figura 25) se encuentra completamente definida y no es necesario introducir ninguna especificación, dado que su número de grados de libertad es 0. Con respecto a la segunda columna, la “C2-2-2”, el número de parámetros a especificar ahora es de cinco, al añadir una nueva extracción lateral de líquido hacia la parte superior de la “T-100”.

La corriente “LtoC1'” debe ser dotada de valores iniciales para dar comienzo a la simulación del modelo. Como en el caso de la alternativa Cíclica 1, el caudal total fue extraído de la corriente líquida de reflujo que abandona el condensador de la primera columna en la configuración Acíclica 2 con absorbedoras (Figura 24). La *subflowsheet* de dicha simulación se muestra en la Figura 26.

En este caso, el caudal de líquido que abandona la segunda columna en dirección a la primera tendrá un caudal de 1300 kmol/h.

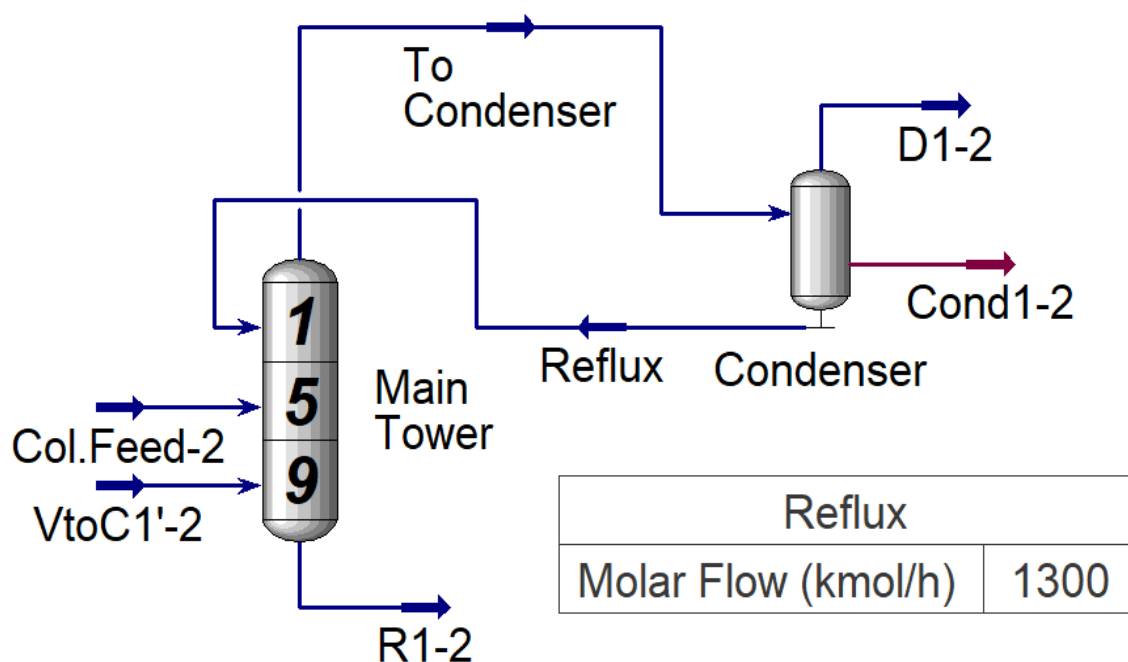


Figura 26. Subflowsheet de la columna “C1-2” de la simulación Acíclica 2 (ref. abs.).

En cuanto al caudal de la corriente “VtoC1-2-2”, procedente del piso 21 de la columna “C2-2-2”, se fijó en los 16 kmol/h obtenidos en la corriente “MPS1” de la simulación Acíclica 1.

En la Tabla 13 se presentan los caudales con los que logró convergerse esta alternativa, los cuales fue necesario variar un poco en sucesivas iteraciones hasta comprobar el correcto cumplimiento de las garantías de los productos.

Tabla 13. Especificaciones de convergencia de la simulación Cíclica 2.

Columna	Especificación	Valor deseado	Valor alcanzado
C2-2-2	Total Molar Flow in stream “NAPHTHA-2-2” (kmol/h)	419.0	419.0
	Total Molar Flow in stream “DIESEL-2-2” (kmol/h)	150.0	150.0
	Total Molar Flow in stream “HT-VGO-2-2” (kmol/h)	862.0	862.0
	Total Molar Flow in stream “VtoC1-2-2” (kmol/h)	16.00	16.00
	Total Molar Flow in stream “LtoC1” (kmol/h)	1300	1300

3. DISEÑO DE LOS ELEMENTOS INTERNOS

3.1. CALCULO DE LOS ELEMENTOS INTERNOS CON ASPEN HYSYS

Una vez completados todos los casos de estudio y cerradas las simulaciones, tras comprobar el cumplimiento de las garantías de los productos en cada una de ellas, se entró en detalle respecto a las configuraciones internas de las columnas.

En Aspen HYSYS, las opciones de las columnas presentan una pestaña llamada “Internals” en la que es posible visualizar una estimación de los elementos internos de estos equipos, así como editar a conveniencia el diámetro de las distintas secciones de la columna, el tipo de platos (o de relleno), la distancia entre ellos, y muchos otros parámetros característicos.

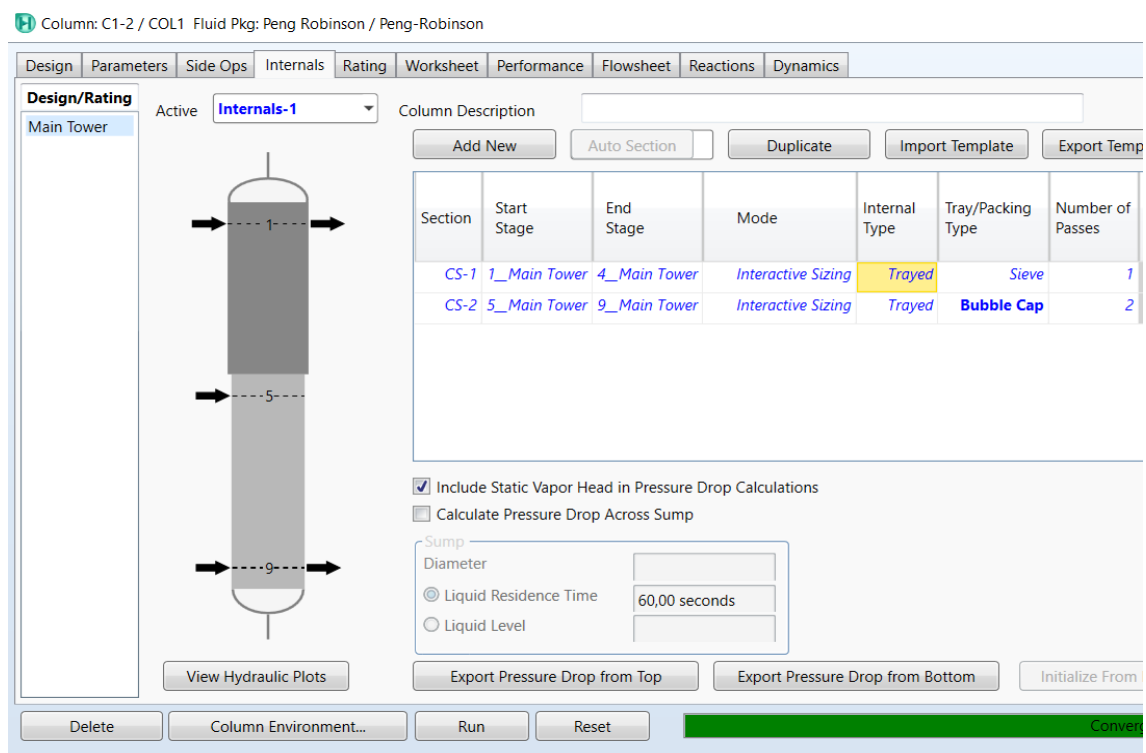


Figura 27. Pestaña “Internals” de una columna de destilación en Aspen HYSYS v9.

El programa, por defecto, calcula una configuración de los elementos internos de la columna automáticamente tras alcanzar la convergencia del modelo. Sin embargo, es probable que debido a los flujos de líquido y de vapor en la misma, entre otros factores, dicha configuración preliminar no sea la más apropiada para el funcionamiento real sistema implementado físicamente (secciones de columna con diámetros muy grandes o muy diferentes entre sí).

Si el objetivo es la determinación de un diseño factible para la operación de la columna, lo necesario es estudiar dichas configuraciones internas una a una por secciones de la columna. Cabe decir que los límites de dichas secciones vienen determinados por una extracción lateral o una alimentación. Por ejemplo, en la Figura 27 se distinguen dos secciones diferentes: la primera, que comprende desde el piso superior hasta el n°4; y la segunda, desde el piso n°5 (en el que se introduce la corriente de alimentación) hasta el inferior.

Por defecto, el tipo de platos seleccionado es el “*Sieve*”. Sin embargo, en algunos casos es recomendable la instalación de platos del tipo “*Bubble Cap*”, para evitar la inundación o “*weeping*” de estos debido a un caudal de vapor demasiado pequeño que ocasionara la caída del líquido a través de los orificios. En la Figura 28 pueden apreciarse ambos tipos de etapas, las más comunes en columnas de destilación.

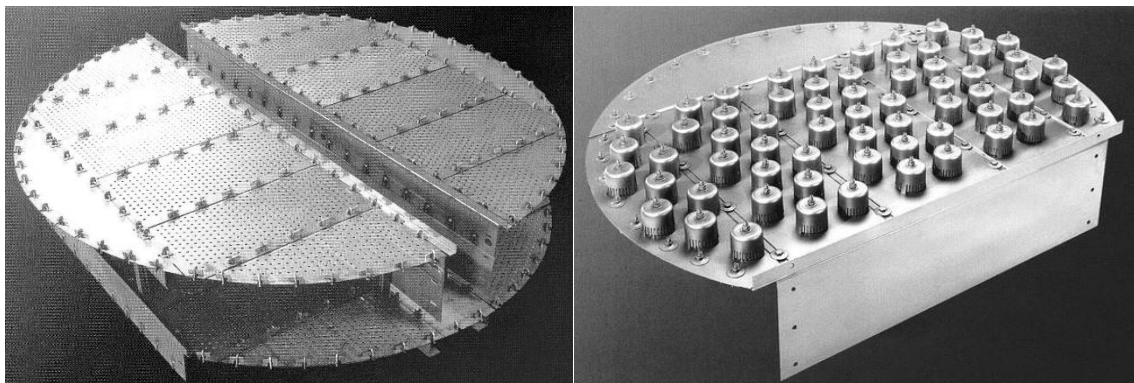


Figura 28. Tipos de platos. De izquierda a derecha: “*Sieve*” y “*Bubble Cap*”.

Esta y otras problemáticas internas pueden ser solventadas modificando los valores por defecto que establece el simulador. Cuando alguna sección de la columna no está bien diseñada, aparece un símbolo marcado en color rojo sobre el icono de esta (Figura 29).

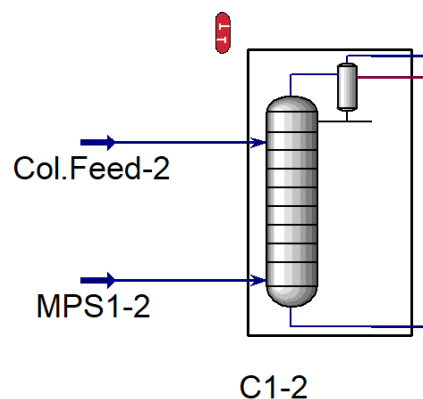


Figura 29. Icono de una columna con una o más secciones mal dimensionadas.

Es posible que, al entrar en las opciones de una sección de columna, aparezca un mensaje en color amarillo (advertencias sobre la operabilidad de dicha sección en concreto) o en rojo (errores en los cálculos hidráulicos de la misma). En cualquier caso, en la pestaña “*Messages*” se obtiene la información detallada al respecto de dichas alertas, para operar en consecuencia modificando los parámetros geométricos pertinentes.

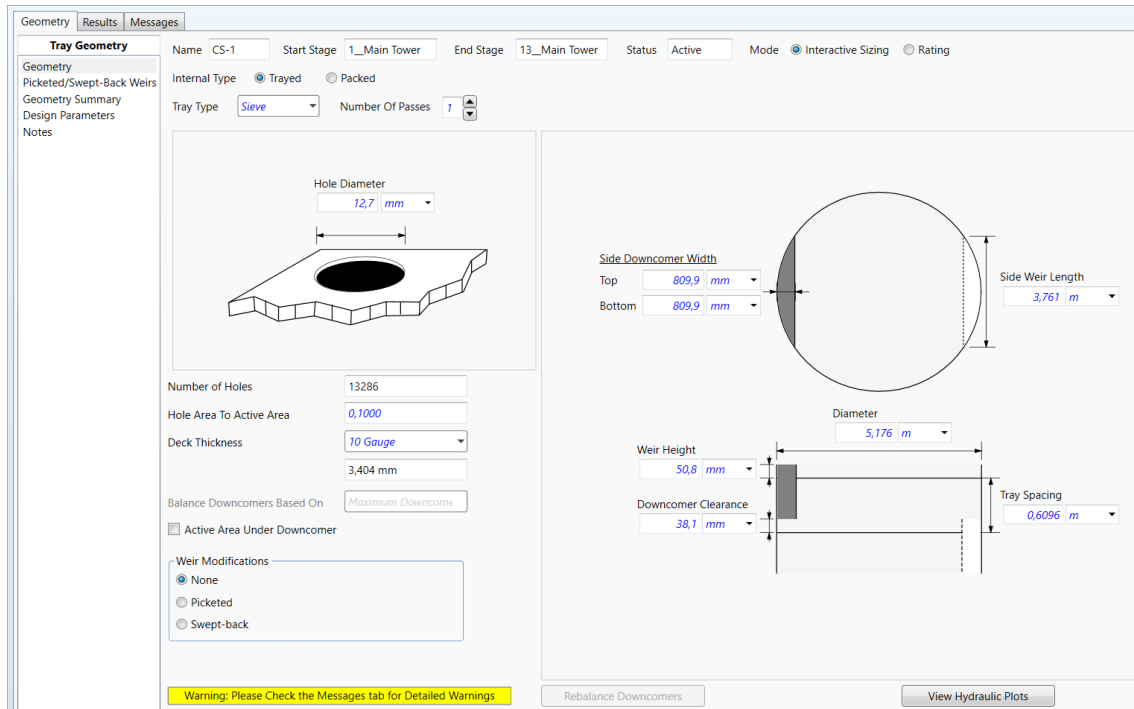


Figura 30. Mensaje de advertencia en una sección de columna.

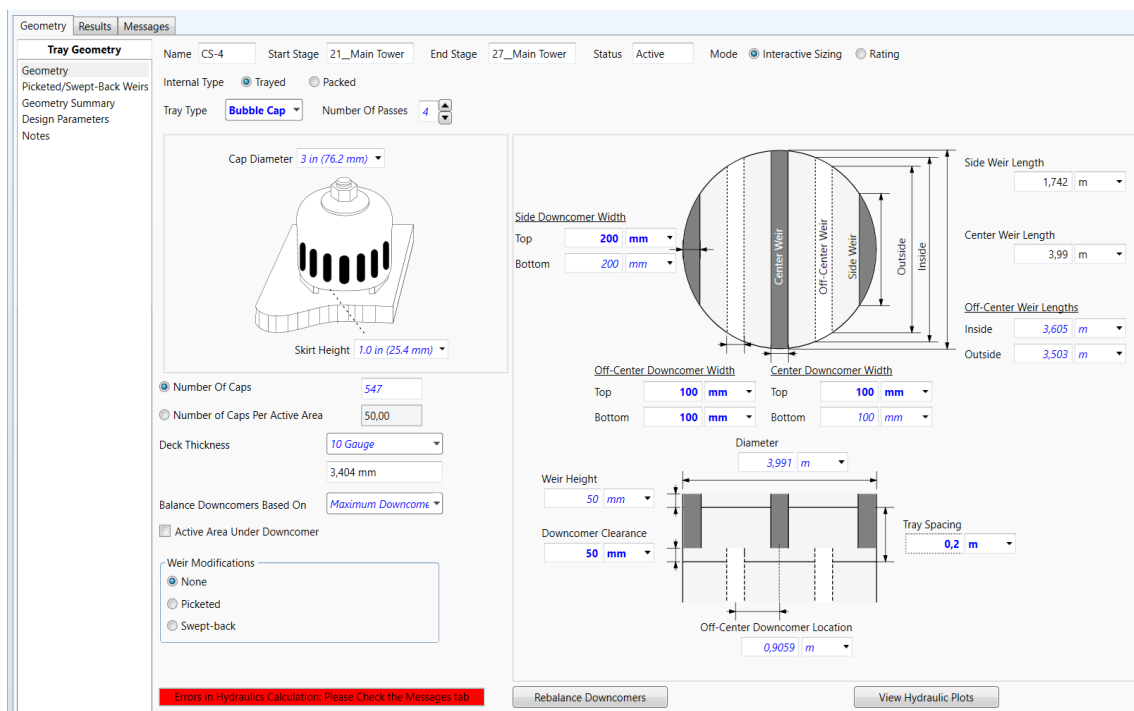


Figura 31. Mensaje de error en los cálculos de una sección de columna.

En la Figura 32 se puede observar un ejemplo de estos tipos de alertas (arriba, una alerta de advertencia y abajo, una de error en cálculos hidráulicos).



Geometry	Results	Messages
	Side downcomer exit velocities for Trays 1 - 13 are greater than 0,56 m/s. We recommend increasing the tray spacing or downcomer clearance.	
	Trays 2 - 13 are operating above the maximum of 100% downcomer backup specified.	




Figura 32. Ejemplo de mensaje de advertencia y de error en una sección de columna.



Mientras que las alertas de advertencia nos lanzan recomendaciones acerca de cambios que mejorarían la operabilidad de la columna y que, por lo tanto, son opcionales pero interesantes; los mensajes de error nos alertan de que algún parámetro de diseño de la columna está siendo incumplido como consecuencia de un mal dimensionamiento de una de sus secciones. En el ejemplo de la Figura 32, dicho parámetro de diseño sería el “*downcomer backup*”.

Los parámetros de diseño por defecto pueden cambiarse en la pestaña “*Design Parameters*” (Figuras 30 y 31). Sin embargo, para el diseño de los elementos internos de las configuraciones estudiadas en el presente trabajo, se mantuvieron las características que vienen por defecto en el simulador.

Para alcanzar diseños válidos en todas las configuraciones estudiadas, se tuvo que lidiar con una gran diversidad de alertas de estos dos tipos. En la Tabla 14 se recogen todos esos mensajes, así como la manera en que se lograron sortear, modificando la geometría de las columnas.

Tabla 14. Mensajes de error y advertencia que aparecieron durante el dimensionado.

MENSAJE	TIPO	SIGNIFICADO	ACCIONES TOMADAS
Side downcomer exit velocities for Trays A - B are greater than 0,56 m/s.		Una velocidad de salida del L del downcomer muy alta podría ocasionar una gran ΔP .	<ul style="list-style-type: none"> - Aumentar la altura de piso. - Aumentar la downcomer clearance (Nota 1).
Weeping detected on Trays A - B.		Inundación. El L caería por los orificios debido a un bajo Q_{vap} .	<ul style="list-style-type: none"> - Emplear etapas del tipo “<i>Bubble Cap</i>”.
Inadequate space for manway access, the average flow path length for the trays is less than 0,4064 m.		Hay poco espacio de acceso dentro de la columna por un elevado número de pasos (y mayor n° de downcomers), o bien por un diámetro de sección demasiado pequeño, dificultando su mantenimiento.	<ul style="list-style-type: none"> - Aumentar el diámetro de la sección de columna. - Reducir el ancho del downcomer*. - Reducir el número de pasos de la etapa. - Inclinar los downcomers.

Tray A has a very high dry pressure drop.		La “dry pressure drop” es un término intermedio para calcular la caída de presión total de una etapa, sin tener en cuenta el efecto del líquido. Conforme esta aumenta, el vapor adopta un régimen de spray, generalmente poco deseable debido al arrastre de líquido, entre otros factores.	<ul style="list-style-type: none"> - Aumentar el diámetro de la sección de columna. - Aumentar la distancia entre pisos (altura). - Aumentar el porcentaje de área abierta (orificios). - Reducir el ancho del downcomer (Nota 1). - Reducir el número de pasos de la etapa.
The length of the side weir (Nota 2) is less than 50% of the column diameter.		Un side weir pequeño implica una sección de paso del líquido reducida, ocasionando una alta caída de presión del L.	<ul style="list-style-type: none"> - Aumentar el ancho del downcomer (Nota 1). - Utilizar “swept back weirs” (Nota 2).

Nota 1: El downcomer es una pared situada en el interior de una columna para que el líquido descienda de un piso al inmediatamente inferior a través del espacio que queda entre él y las paredes internas. El ancho del downcomer es la mayor distancia entre la pared interna de la columna y el downcomer. La “downcomer clearance” es la distancia entre la parte más baja del downcomer y el plato inferior.

Nota 2: El “side weir” es la parte alta del downcomer que sobresale por el piso superior. Los “swept back weirs” se caracterizan por tener extremos laterales curvos, no rectos como los downcomers habituales.

En todas las configuraciones estudiadas, la primera columna constaría de dos secciones separadas por la introducción del alimento; mientras que la segunda, con un mayor número de extracciones laterales, se dividiría en cuatro secciones. Tras hacer las modificaciones geométricas necesarias para solventar las alertas surgidas en cada columna, se realizó también algún cambio adicional de cara a la obtención de columnas que no presentaran multitud de diámetros diferentes, sino con secciones de dimensiones similares e incluso iguales.

En la Tabla 15 se pueden ver los diámetros de cada una de las secciones de columna calculados por defecto en HYSYS. En **rojo**, aparecen aquellas secciones con al menos una alerta de error o advertencia en el diseño de sus elementos internos.

Tabla 15. Diámetros de las secciones de columna antes de los cambios.

Columna:	1ª		2ª			
Sección:	1	2	3	4	5	6
Configuración	D (m)					
Acíclica 1	3,442	3,031	5,176	3,658	2,297	2,467
Cíclica 1	3,072	3,004	5,350	4,667	2,554	2,520
Acíclica 2	4,447	3,039	5,735	3,348	2,222	2,425
Cíclica 2	4,347	3,003	5,180	4,778	2,261	2,489

Las secciones 1 y 2 corresponden a la 1ª columna, mientras que las secciones 3-6 lo hacen a la 2ª (Figura 33). Todas las secciones de columna vienen con platos del tipo “Sieve” por defecto.

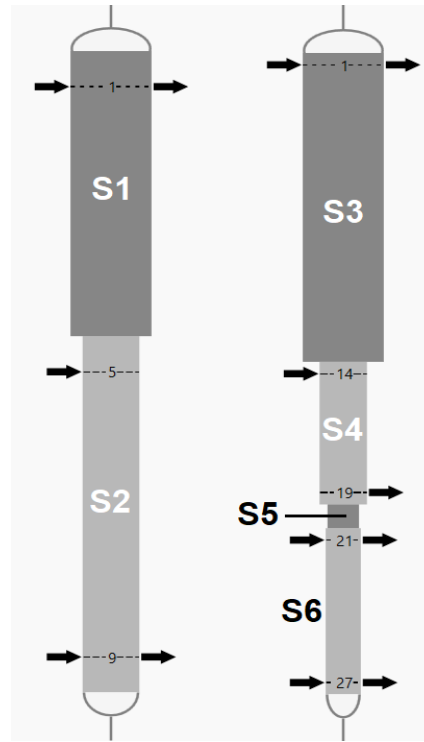


Figura 33. Esquema de las secciones de la 1ª (izquierda) y 2ª (derecha) columna.

Tras operar según las premisas de la Tabla 14, se alcanzaron nuevas dimensiones para cada sección, además de cambiar muchos otros parámetros internos de las columnas. Incluso el tipo de plato empleado en algunas de ellas fue modificado al tipo “Bubble Cap”, este fue el caso de las siguientes secciones:

- Configuración Acíclica 1: S2 y S6.
- Configuración Cíclica 1: S2 y S6.
- Configuración Acíclica 2: S2 y S6.
- Configuración Cíclica 2: S2, S4 y S6.

Como se puede apreciar, las secciones 2 y 6 tuvieron que ser provistas de platos del tipo “Bubble Cap” en todas las simulaciones. Esto es debido al escaso caudal de vapor en dichos tramos, lo que ocasiona que el líquido pueda filtrar con facilidad por los orificios, inundando las secciones afectadas. Con el cambio de tipo de piso a “Bubble Cap” esta problemática se elimina.

En la Tabla 16 se recogen los nuevos diámetros de columna tras los cambios en las secciones. En **verde**, aquellas secciones sujetas a modificaciones con respecto a su diseño por defecto.

Tabla 16. Diámetros de las secciones de columna tras los cambios.

Columna:	1ª		2ª			
Sección:	1	2	3	4	5	6
Configuración	D (m)					
Acíclica 1	3,442	3,111	5,176	3,494	2,297	2,410
Cíclica 1	3,072	3,056	5,350	4,361	2,554	2,445
Acíclica 2	4,447	3,108	5,735	3,348	2,222	2,487
Cíclica 2	4,347	3,079	5,542	5,700	2,261	2,750

Por último, podría aumentarse o reducirse ligeramente el diámetro de alguna sección para asemejarla a su adyacente y así obtener columnas más fáciles de construir.

Con respecto a los productos de la unidad, el cambio de los elementos internos de las columnas apenas modifica algún parámetro de las curvas TBP, por lo que podría afirmarse que no afectaría a la separación y, por lo tanto, al cumplimiento de las garantías, siempre y cuando los cambios internos no alteren en gran medida las condiciones de operación de las columnas (T, P de cada plato).

En el siguiente apartado se verán dichas curvas obtenidas para cada una de las cuatro configuraciones.

4. ANÁLISIS DE ALTERNATIVAS Y CONCLUSIONES

A continuación se comparan los resultados que cabría esperar obtener en caso de implementar las distintas configuraciones de separación estudiadas. Los parámetros más importantes para decidir cuál de las alternativas sería la más interesante para la mezcla a tratar son los siguientes:

- Cantidad y calidad de los productos obtenidos:

Recordando, el objetivo de las columnas de destilación de la *VGO-HT* es la separación de nafta, diésel y gasoil hidrotratado, siendo este último el producto principal de la unidad. Además, cada uno de dichos productos debe cumplir ciertas garantías de calidad impuestas por el cliente.

En cuanto a la cantidad extraída de cada uno de ellos, sus caudales molares fueron manipulados en todas las simulaciones hasta alcanzar su convergencia, por lo que sus valores rondaron cifras muy similares en todos los casos, no observándose diferencias muy significativas ni relevantes. En la Tabla 17 se recogen todos los caudales molares de productos obtenidos en cada alternativa.

Tabla 17. Caudales molares de los productos de cada configuración estudiada.

Q (kmol/h) Configurac.	Naphtha	Diesel	HT-VGO
Acíclica 1	421,9	173,1	835,8
Cíclica 1	418,0	173,1	840,0
Acíclica 2	416,0	145,0	870,0
Cíclica 2	419,0	150,0	862,0

En todos los casos se extrajeron entorno a unos 420 kmol/h de nafta, mientras que los caudales de diésel y HT-VGO variaron más en función de si la primera de las columnas poseía o no corriente de MPS en su fondo. Aquellas configuraciones que no emplean vapor de agua en la primera columna, sino un acoplamiento térmico con una corriente de vapor extraída de la segunda (acíclica 2 y cíclica 2), presentan una mayor producción del producto principal de la unidad, el HT-VGO, en detrimento del diésel. Por lo que, en este aspecto, son configuraciones más interesantes que las acíclica 1 y cíclica 1. Sin embargo, este hecho no cobra la importancia suficiente como para ser decisivo.

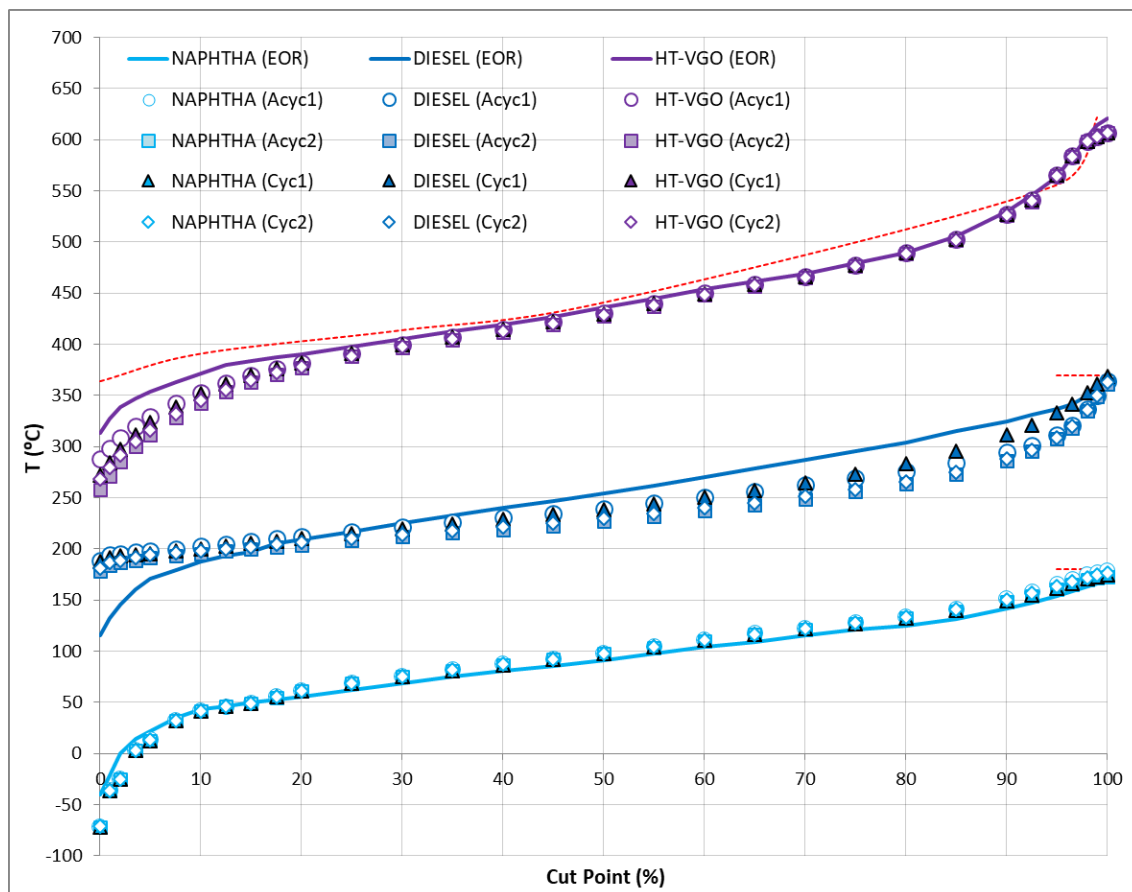
En términos de calidad de los productos, las curvas de caracterización de las fracciones de hidrocarburo de cada uno de ellos (curvas TBP) deberían cumplir con ciertos puntos, como se vio en el apartado 1.5. Dichas garantías, recogidas en la Tabla 5, lograron satisfacerse en cada una de las configuraciones estudiadas, pues se trató de ajustar las curvas TBP de cada producto a sus análogas correspondientes a los efluentes reales de la refinería (Gráfica 2).

Cabe decir que, en los casos particulares de ambas configuraciones Acíclicas (1 y 2), las curvas TBP obtenidas para cada producto empleando columnas convencionales o *refluxed absorbers* son prácticamente las mismas (ver Anexo III). Debido a este hecho, el diseño de los elementos internos de las columnas se llevó a cabo empleando los modelos que emplean *refluxed absorbers*, al representar más fielmente las configuraciones reales de las columnas al no poseer calderas.

En la Tabla 18 se muestran las curvas TBP de los productos obtenidos con todas las alternativas. Dichas curvas se representan en la Gráfica 3, en la cual pueden apreciarse las ligeras diferencias entre todos los casos en lo que a cumplimiento de garantías se refiere.

Tabla 18. Datos de las curvas TBP de los productos de todas las simulaciones.

Cut Point (%)	NAPHTHA					DIESEL					HT-VGO				
	EOR	Acyc1	Acyc2	Cyc1	Cyc2	EOR	Acyc1	Acyc2	Cyc1	Cyc2	EOR	Acyc1	Acyc2	Cyc1	Cyc2
0,00	-39,9	-71,1	-71,7	-71,8	-71,5	115,4	188,7	178,2	187,8	181,5	313,1	288,1	258,0	272,4	268,2
1,00	-21,0	-36,1	-36,5	-36,5	-36,3	132,6	194,7	183,9	191,6	186,5	327,5	297,9	271,3	284,4	279,1
2,00	0,5	-24,6	-24,8	-24,8	-24,7	145,1	195,5	186,9	193,4	189,1	338,9	308,5	285,0	297,5	291,6
3,50	14,6	3,5	3,1	3,1	3,3	160,6	196,7	188,5	194,5	191,1	347,4	319,9	299,9	311,7	305,1
5,00	21,9	13,4	12,8	12,8	13,1	170,8	198,1	191,0	195,7	194,0	353,3	329,1	311,9	323,2	316,1
7,50	34,7	32,9	31,8	31,9	32,3	179,5	200,3	193,2	197,9	195,9	363,0	342,1	328,5	339,0	331,8
10,00	43,1	41,7	41,3	41,3	41,5	187,4	202,7	195,6	200,4	198,1	371,9	353,0	342,3	351,4	344,8
12,50	46,4	46,0	45,8	45,8	45,9	193,6	205,0	197,8	202,9	200,1	379,5	362,1	353,7	361,3	355,6
15,00	50,1	49,2	48,6	48,7	48,8	197,1	207,4	199,8	205,3	202,1	384,0	369,7	363,0	369,3	364,5
17,50	52,9	56,0	54,9	55,1	55,4	205,7	209,8	201,8	207,7	204,3	387,2	376,2	370,7	376,0	372,0
20,00	55,7	61,8	60,9	61,1	61,3	209,0	212,0	203,9	210,1	206,3	390,0	381,9	377,2	381,7	378,2
25,00	62,3	69,3	68,5	68,6	68,9	216,7	216,6	207,9	214,8	210,4	397,8	391,5	387,9	391,3	388,7
30,00	68,8	75,8	74,9	75,1	75,3	225,4	221,2	211,7	219,5	214,2	405,4	399,8	396,8	399,6	397,4
35,00	74,8	81,9	80,9	81,1	81,4	232,8	225,8	215,5	224,2	218,0	412,3	407,4	404,7	407,2	405,3
40,00	80,5	87,5	86,5	86,7	87,0	240,1	230,4	219,0	228,8	221,8	419,4	414,6	412,1	414,4	412,7
45,00	85,9	92,9	91,7	92,0	92,3	246,9	234,8	222,8	233,5	225,7	427,1	421,9	419,4	421,7	420,0
50,00	91,5	98,5	97,2	97,5	97,8	254,0	239,3	227,0	238,2	229,7	435,9	430,1	427,7	429,9	428,3
55,00	97,7	104,9	103,6	103,9	104,2	262,0	244,6	231,8	243,9	234,5	444,9	439,8	437,5	439,6	438,0
60,00	103,9	111,4	110,0	110,4	110,7	270,5	250,4	237,1	250,3	239,9	453,7	449,7	448,0	449,6	448,4
65,00	109,4	117,4	116,0	116,4	116,7	278,8	256,2	242,8	257,1	245,3	461,1	458,4	456,9	458,3	457,3
70,00	115,2	122,8	121,5	121,8	122,1	287,0	262,3	248,9	264,5	251,2	469,3	466,3	465,1	466,2	465,4
75,00	121,0	128,1	126,6	127,0	127,3	295,3	268,8	255,7	273,1	257,8	479,1	477,7	476,0	477,6	476,4
80,00	125,3	134,0	132,1	132,5	133,0	304,4	276,0	263,6	283,1	265,5	489,6	489,4	488,4	489,3	488,6
85,00	131,8	141,6	139,1	139,7	140,4	315,5	284,2	273,3	295,3	274,9	505,7	502,9	501,5	502,8	501,8
90,00	141,3	152,0	148,2	149,0	150,1	324,5	294,5	286,3	311,1	287,6	529,6	527,1	526,0	527,0	526,2
92,50	147,2	158,6	154,2	155,2	156,4	330,7	301,5	295,1	320,9	296,4	546,2	540,9	539,7	540,8	539,9
95,00	154,2	165,5	160,8	161,8	163,2	336,8	311,5	307,4	332,8	308,6	564,1	565,9	564,5	565,8	564,8
96,50	158,8	170,0	165,3	166,3	167,6	341,7	321,1	318,3	341,7	319,4	583,7	583,9	582,9	583,9	583,1
98,00	163,3	175,1	169,7	170,5	171,8	349,6	336,9	335,1	353,0	336,2	603,3	598,8	598,6	598,8	598,6
99,00	166,1	177,3	171,9	172,8	174,2	357,1	349,9	348,6	361,1	349,6	613,8	602,9	602,7	602,9	602,7
100,00	168,9	179,0	173,2	174,3	176,2	363,9	363,7	361,2	368,8	362,7	620,9	607,0	606,8	607,0	606,8



Gráfica 3. Curvas TBP de los productos de todas las simulaciones.

La garantía correspondiente al punto en el que debería haber vaporizado el 95% en volumen del producto pesado (HT-VGO) no se cumple en ninguno de los casos, ni siquiera en la simulación oficial de la unidad real, por lo que no se tomaron medidas al respecto para satisfacerlo.

- Caudal total de MPS requerido:

La importancia de este parámetro es mayor que los anteriores, pues de él esencialmente dependen los costes de operación de las columnas.

El coste de este servicio depende de muchos factores. En la bibliografía se encuentran muchos precios diferentes, pero a modo comparativo, se empleó un valor de 30.00 \$/1000 kg (4), aproximadamente unos 0.027 €/kg de vapor.

En la Tabla se muestran los consumos de vapor obtenidos para cada alternativa y el consumo correspondiente a la simulación oficial de la unidad, así como los costes correspondientes en €/h.

Tabla 19. Consumos de MPS en el caso EOR oficial y en las alternativas estudiadas.

	EOR		Acyc1 & Cyc1		Acyc2 & Cyc2	
	Stab.	S.S.	1ª Col.	2ª Col.	1ª Col.	2ª Col.
Consumo	7730	110	288	6107	0	6221
MPS (kg/h)	7840		6395		6221	
Coste (€/h)	211,68		172,67		167,95	
Coste (€/año)	1855587		1513647		1472289	
% ahorro	-		18,43		20,66	

Nota 1: el caso EOR oficial consta de una columna principal (estabilizadora) y un side stripper.

Nota 2: Costes anuales calculados considerando 0.027 €/kg MPS y operatividad 24h/día y 365 días/año.

Nota 3: Ahorro con respecto al caso EOR oficial.

Las alternativas Acíclica 2 y Cíclica 2 supondrían el mayor ahorro en cuanto a costes de vapor de media presión, llegando a ahorrar entorno a un 20% con respecto al consumo actual de las columnas de la refinería. Sin embargo, la diferencia de consumo con respecto a las configuraciones Acíclica 1 y Cíclica 1 tampoco es muy significativo, ya que con estas el ahorro también superaría el 18%.

Como se observa en la Tabla 19, las configuraciones Acíclica y Cíclica 2 no presentan consumo de MPS en sus primeras columnas. Debido al acoplamiento térmico que emplean, dicha corriente de vapor se sustituiría por una extracción lateral de vapor procedente de la segunda columna, lo cual se traduce en un aumento del MPS que requeriría esta última a cambio de eliminar el consumo de MPS en la primera.

- Diseño de los elementos internos de las columnas:

Como se recogía en la Tabla 16, los diámetros resultantes de todas las secciones de columna obtenidos para cada configuración son bastante similares entre sí. Las principales diferencias entre las parejas de configuraciones Acíclica/Cíclica 1 y 2 radican en los siguientes aspectos:

- El diámetro de la sección superior de la primera columna (S1) en las configuraciones Acíclica/Cíclica 2 sería superior al correspondiente valor obtenido para las configuraciones 1. Esto es debido a un mayor caudal de vapor ascendente por dicha sección: del orden de 20.000-24.000 kg/h, frente a los 15.000-17.000 kg/h de las configuraciones Acíclica y Cíclica 1. Por lo tanto, los costes fijos de construcción de la primera columna serían superiores en caso de optar por alguna de las configuraciones Acíclica/Cíclica 2.

- En caso de comparar los diámetros obtenidos para la segunda columna de la configuración Acíclica 1 con los de la Cíclica 1, en esta última se obtiene, por lo general, una columna de mayor diámetro en todas sus secciones. Lo mismo ocurre si comparamos la segunda columna de la configuración Cíclica 2 con la de la Acíclica 2: en la configuración con doble acoplamiento térmico entre columnas el diámetro de la segunda de ellas es algo mayor que en el caso de la configuración Acíclica 2. Por lo tanto, es de suponer que los costes de inversión serían algo superiores en caso de optar por una de las configuraciones Cíclicas, frente a los que supondría la elección de sus análogas Acíclicas.
- Debido a los caudales internos de vapor, tanto las secciones S4 y S6 de la segunda columna de la alternativa Cíclica 2 deberían disponer de platos del tipo “Bubble Cap” para evitar la inundación de las mismas. Esto no ocurriría en el caso de la configuración Acíclica 2, en la cual tan solo la sección S6 estaría provista de este tipo de etapas para su correcto funcionamiento. Este hecho encarecería un poco más el coste de la configuración Cíclica 2 frente a la Acíclica 2, dado que los platos “Bubble Cap” son entre un 100 y un 200% más caros que los convencionales “Sieve” (5).

Como se ha visto, ningún criterio esclarece de forma determinante cual debería ser la configuración a implementar de forma que los costes fuesen los menores posibles. En la Tabla 20 se resumen las características de cada una de las alternativas, así como sus ventajas y desventajas en función de los parámetros comparados.

Tabla 20. Comparativa de todas las configuraciones.

Configuración	Acíclica 1	Cíclica 1	Acíclica 2	Cíclica 2
Cantidad de productos obtenidos	- -	-	+	+
Calidad de productos obtenidos	= (todas las alternativas cumplen las garantías)			
Caudal total de MPS requerido	+		+	
Diseño interno de las columnas	+	+	-	- -

Nota: + (alternativa más favorable), - (alternativa más desfavorable), = (alternativa intermedia).

Obviamente, un análisis mucho más riguroso de todos los parámetros que influirían en el coste final de cada configuración debería ser realizado antes de tomar ningún tipo de decisión. Pero a grandes rasgos, podría decirse que la alternativa Acíclica 2 parte con mayor ventaja para ser la que representaría los menores costes fijos y de operación.

Sin embargo, cabe recordar que la simulación Acíclica 2 no es más que un sencillo truco matemático, no implementable a nivel físico, para obtener los valores iniciales necesarios para simular las columnas de la configuración Cíclica 2, las cuales sí que podrían ser construidas en la práctica.

Comparando más detalladamente entre ambas configuraciones cíclicas, podría concluirse que ambas presentan características positivas frente a la otra: mientras que la configuración Cíclica 1 requeriría un diseño de sus elementos internos menos complejo, la Cíclica 2 presentaría un menor consumo total de vapor, así como de un mayor –aunque ligeramente– caudal de productos.

También cabe destacar que la configuración Cíclica 2 (tal cual aparece en la Figura 25) presentaría un serio inconveniente a la hora de operar. Y es que, aunque a nivel de simulación se haya considerado constante la presión de todo el sistema, en caso de construirse físicamente, realizar una extracción lateral de vapor de la segunda columna para introducir dicha corriente en el fondo de la primera, la cual se encontraría operando a mayor presión, no sería de ninguna manera posible a no ser que se empleara un compresor de gas para lidiar con dicha diferencia de presiones entre columnas.

Sin embargo, podría optarse por una configuración termodinámicamente equivalente a la Cíclica 2, que no presentara ningún flujo de vapor hacia zonas de mayor presión y, por lo tanto, más interesante en cuanto a operabilidad. Este sería el caso de la configuración que aparece a la derecha en la Figura 34. Ambas configuraciones tendrían el mismo consumo energético (o de vapor de media presión) y las diferencias entre los costes de construcción diferirían muy poco.

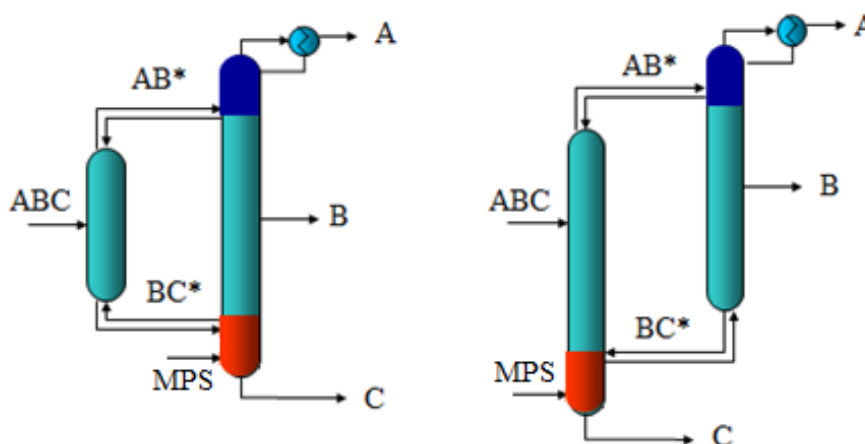


Figura 34. Dos alternativas termodinámicamente equivalentes de la conf. Cíclica 2.

NOTA: A (Nafta), B (Diésel), C (HT-VGO).

NOMENCLATURA

<i>API</i>	American Petroleum Institute	(Instituto Americano del Petróleo)
<i>CDU</i>	Crude Distillation Unit	(Unidad de Destilación de Crudo)
<i>CN</i>	Coker Naphtha	(Nafta de Coquización)
<i>DCU</i>	Delayed Coker Unit	(Unidad de Coquización Retardada)
<i>DHT</i>	Diesel Hydro-Treater	(Hidrotratadora de Diésel)
<i>EOR</i>	End Of Run	(Fin de Operación)
<i>FBP</i>	Final Boiling Point	(Punto de Ebullición Final)
<i>FCC</i>	Fluid Catalytic Cracking	(Craqueo Catalítico Fluidizado)
<i>HC</i>	Hydrocarbon	(Hidrocarburo)
<i>HCGO</i>	Heavy Coker Gas Oil	(Gasoil Pesado de Coquización)
<i>HT</i>	Hydro-Treated	(Hidrotratado)
<i>HVGO</i>	Heavy Vacuum Gas Oil	(Gasoil Pesado a Vacío)
<i>IBP</i>	Initial Boiling Point	(Punto de Ebullición Inicial)
<i>LVGO</i>	Light Vacuum Gas Oil	(Gasoil Ligero a Vacío)
<i>MPS</i>	Medium Pressure Steam	(Vapor de Media Presión)
<i>NHT</i>	Naphtha Hydro-Treater	(Hidrotratadora de Nafta)
<i>PM</i>	Particulate Matter	(Material Particulado)
<i>TBP</i>	True Boiling Point	(Punto de Ebullición Real)
<i>TFM</i>	Trabajo de Fin de Máster	
<i>SOR</i>	Start Of Run	(Inicio de Operación)
<i>VDU</i>	Vacuum Distillation Unit	(Unidad de Destilación a Vacío)
<i>VGO</i>	Vacuum Gas Oil	(Gasoil a Vacío)

ANEXOS

ANEXO I. LISTADO DE COMPONENTES DE LAS SIMULACIONES

En la Tabla 21 se recogen todos los componentes y pseudocomponentes empleados en las simulaciones con Aspen HYSYS. En ella, se encuentran clasificados en función del grupo al que pertenecen, así como si son componentes puros o pseudocomponentes pertenecientes a un *blend* generado automáticamente.

Tabla 21. Componentes de las simulaciones ordenados por grupo y tipo.

Grupo	Tipo	Nombre	Grupo	Tipo	Nombre	Grupo	Tipo	Nombre
No HC	Comp. Puros	Hidrógeno	Nafta	Pseudo-componentes	NBP[1]133*	Diésel	Pseudo-componentes	NBP[1]342*
		H ₂ O			NBP[1]140*			NBP[1]351*
		H ₂ S			NBP[1]148*			NBP[1]361*
		Amoniaco			NBP[1]156*			
HC Ligeros	Comp. Puros	Metano			NBP[1]163*	HT-VGO	Pseudo-componentes	NBP[1]372*
		Etano			NBP[1]170*			NBP[1]384*
		Propano			NBP[1]177*			NBP[1]397*
		i-Butano	Diésel	Pseudo-componentes	NBP[1]185*			NBP[1]409*
		n-Butano			NBP[1]195*			NBP[1]422*
		i-Pentano			NBP[1]204*			NBP[1]434*
		n-Pentano			NBP[1]213*			NBP[1]447*
Nafta	Pseudo-componentes	NBP[1]41*			NBP[1]222*			NBP[1]460*
		NBP[1]48*			NBP[1]231*			NBP[1]471*
		NBP[1]55*			NBP[1]240*			NBP[1]485*
		NBP[1]62*			NBP[1]249*			NBP[1]495*
		NBP[1]69*			NBP[1]259*			NBP[1]510*
		NBP[1]76*			NBP[1]268*			NBP[1]523*
		NBP[1]83*			NBP[1]277*			NBP[1]534*
		NBP[1]90*			NBP[1]286*			NBP[1]547*
		NBP[1]98*			NBP[1]296*			NBP[1]561*
		NBP[1]105*			NBP[1]305*			NBP[1]573*
		NBP[1]112*			NBP[1]314*			NBP[1]586*
		NBP[1]119*			NBP[1]323*			NBP[1]598*
		NBP[1]126*			NBP[1]333*			NBP[1]611*

Aunque en el presente TFM se tomó la decisión de generar 20 pseudocomponentes por cada producto de la unidad, en la práctica habitual existen metodologías estandarizadas que establecen el número de pseudocomponentes a generar en función de los rangos de temperaturas de ebullición de una mezcla de hidrocarburos. Así pues, lo más común a la hora de caracterizar un *blend* es generar pseudocomponentes en los siguientes rangos:

- – °C - 180°C: 1 pseudocomponente cada 2°C.
- 180°C - 350°C: 1 pseudocomponente cada 5°C.
- 350°C - + °C: 1 pseudocomponente cada 30°C.

ANEXO II. SIMULACIÓN PRELIMINAR CON EL MÉTODO SHORT-CUT

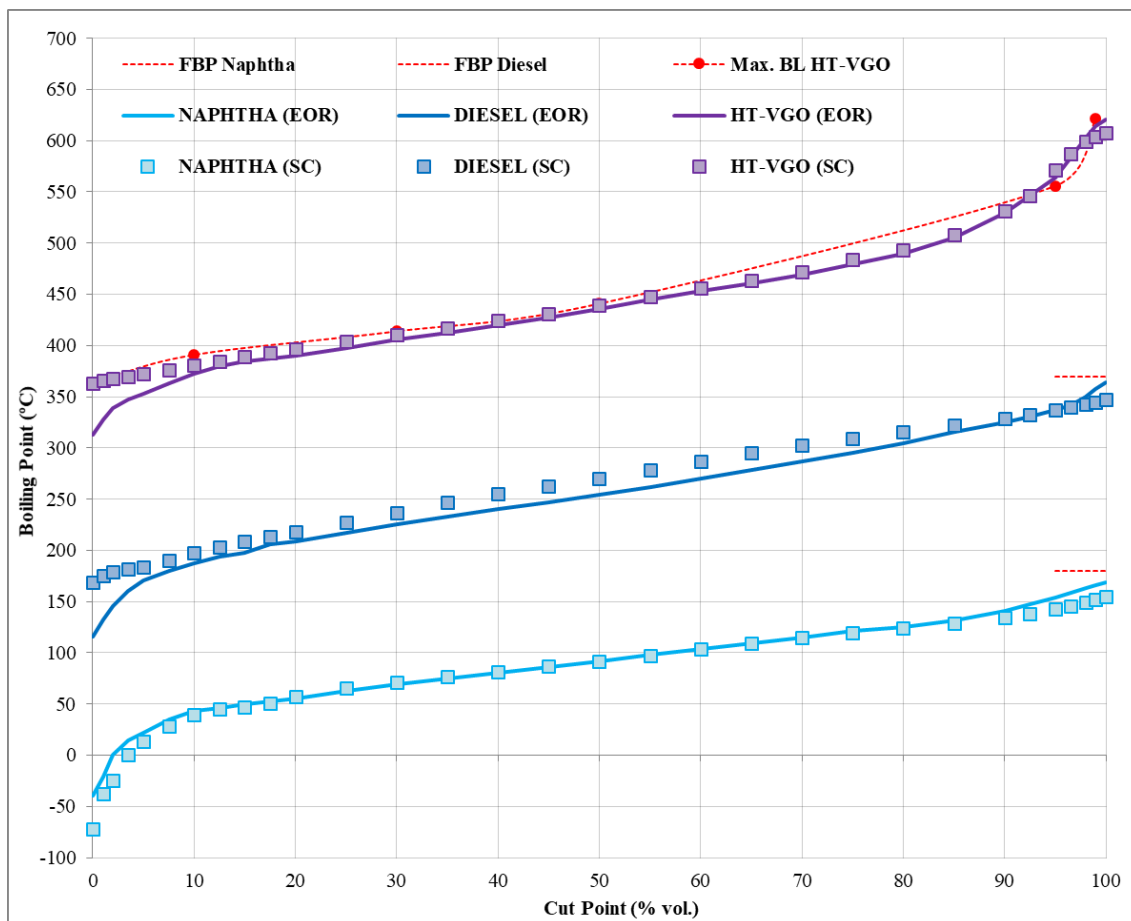
En la Tabla 22 se recogen las curvas TBP comparativas entre el caso EOR de la simulación oficial de la refinería y las resultantes del estudio con el método Short-Cut.

Tabla 22. Curvas TBP de los productos en la simulación EOR y en la del método SC.

Cut Point (%)	NAPHTHA		DIESEL		HT-VGO	
	EOR	SC	EOR	SC	EOR	SC
0,00	-39,9	-72,3	115,4	168,8	313,1	363,3
1,00	-21,0	-37,3	132,6	175,6	327,5	365,7
2,00	0,5	-25,1	145,1	178,9	338,9	367,6
3,50	14,6	0,8	160,6	181,5	347,4	370,0
5,00	21,9	13,1	170,8	184,1	353,3	372,1
7,50	34,7	28,4	179,5	190,5	363,0	376,0
10,00	43,1	39,8	187,4	197,6	371,9	380,4
12,50	46,4	44,6	193,6	203,1	379,5	384,7
15,00	50,1	46,5	197,1	208,3	384,0	388,7
17,50	52,9	50,5	205,7	213,2	387,2	392,5
20,00	55,7	56,9	209,0	217,9	390,0	396,3
25,00	62,3	65,1	216,7	227,3	397,8	403,5
30,00	68,8	70,9	225,4	237,1	405,4	410,5
35,00	74,8	76,5	232,8	246,4	412,3	417,5
40,00	80,5	81,7	240,1	255,1	419,4	424,5
45,00	85,9	86,6	246,9	262,8	427,1	431,4
50,00	91,5	91,7	254,0	270,5	435,9	439,2
55,00	97,7	97,3	262,0	278,8	444,9	447,8
60,00	103,9	103,3	270,5	287,2	453,7	455,9
65,00	109,4	109,1	278,8	294,9	461,1	463,3
70,00	115,2	114,6	287,0	302,3	469,3	471,5
75,00	121,0	119,6	295,3	309,4	479,1	483,8
80,00	125,3	124,3	304,4	316,0	489,6	493,1
85,00	131,8	129,1	315,5	322,5	505,7	508,4
90,00	141,3	134,6	324,5	328,7	529,6	531,5
92,50	147,2	138,1	330,7	332,2	546,2	546,1
95,00	154,2	142,5	336,8	336,6	564,1	571,4
96,50	158,8	145,7	341,7	339,5	583,7	587,5
98,00	163,3	149,2	349,6	342,6	603,3	599,6
99,00	166,1	151,8	357,1	344,8	613,8	603,7
100,00	168,9	154,6	363,9	347,1	620,9	607,9

En verde pueden observarse los puntos que se encontrarían cumpliendo las garantías y, en rojo, los que no las satisfarían.

A continuación, en la Gráfica 4 se representan las curvas anteriores.



Gráfica 4. Curvas TBP de los productos en la simulación EOR y en la del método SC.

Como se aprecia, las curvas son muy similares, por lo que podría decirse que los productos obtenidos mediante el método Short-Cut correlacionan correctamente los productos de la simulación real de la unidad.

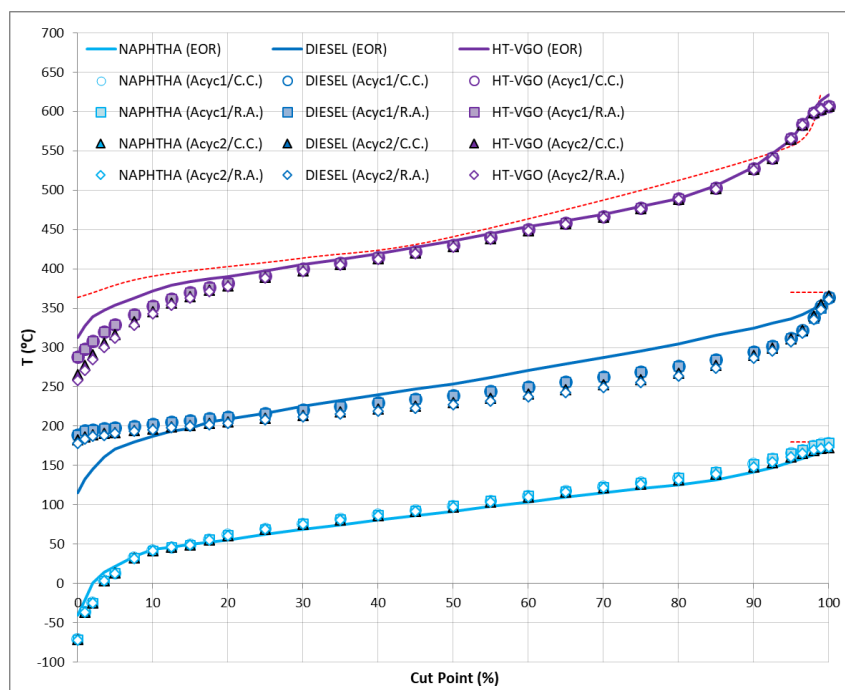
ANEXO III. CURVAS TBP OBTENIDAS EN LAS SIMULACIONES ACÍCLICAS EMPLEANDO COLUMNAS CONVENCIONALES Y REFLUXED ABSORBERS

Tabla 23. Datos de las curvas TBP de los productos de las simulaciones Acíclicas.

Cut Point (%)	NAPHTHA					DIESEL					HT-VGO				
	EOR	Acíclica 1		Acíclica 2		EOR	Acíclica 1		Acíclica 2		EOR	Acíclica 1		Acíclica 2	
		C.C.	R.A.	C.C.	R.A.		C.C.	R.A.	C.C.	R.A.		C.C.	R.A.	C.C.	R.A.
0,00	-39,9	-71,1	-71,1	-71,1	-71,7	115,4	189,3	188,7	182,5	178,2	313,1	288,3	288,1	265,2	258,0
1,00	-21,0	-36,1	-36,1	-36,2	-36,5	132,6	194,7	194,7	186,4	183,9	327,5	298,0	297,9	277,5	271,3
2,00	0,5	-24,6	-24,6	-24,6	-24,8	145,1	195,5	195,5	189,2	186,9	338,9	308,5	308,5	291,0	285,0
3,50	14,6	3,5	3,5	3,4	3,1	160,6	196,8	196,7	190,9	188,5	347,4	319,8	319,9	305,1	299,9
5,00	21,9	13,4	13,4	13,1	12,8	170,8	198,1	198,1	192,1	191,0	353,3	329,0	329,1	316,5	311,9
7,50	34,7	32,9	32,9	32,2	31,8	179,5	200,4	200,3	194,2	193,2	363,0	342,1	342,1	332,4	328,5
10,00	43,1	41,7	41,7	41,4	41,3	187,4	202,7	202,7	196,4	195,6	371,9	353,0	353,0	345,5	342,3
12,50	46,4	46,0	46,0	45,8	45,8	193,6	205,0	205,0	198,8	197,8	379,5	362,1	362,1	356,2	353,7
15,00	50,1	49,1	49,2	48,7	48,6	197,1	207,4	207,4	201,1	199,8	384,0	369,8	369,7	365,0	363,0
17,50	52,9	56,0	56,0	55,1	54,9	205,7	209,7	209,8	203,3	201,8	387,2	376,2	376,2	372,4	370,7
20,00	55,7	61,8	61,8	61,0	60,9	209,0	212,0	212,0	205,5	203,9	390,0	381,9	381,9	378,6	377,2
25,00	62,3	69,3	69,3	68,6	68,5	216,7	216,6	216,6	209,8	207,9	397,8	391,5	391,5	388,9	387,9
30,00	68,8	75,8	75,8	75,0	74,9	225,4	221,2	221,2	213,8	211,7	405,4	399,8	399,8	397,6	396,8
35,00	74,8	81,9	81,9	81,0	80,9	232,8	225,8	225,8	217,8	215,5	412,3	407,4	407,4	405,5	404,7
40,00	80,5	87,5	87,5	86,5	86,5	240,1	230,4	230,4	221,8	219,0	419,4	414,6	414,6	412,8	412,1
45,00	85,9	92,9	92,9	91,8	91,7	246,9	234,8	234,8	225,8	222,8	427,1	421,9	421,9	420,1	419,4
50,00	91,5	98,5	98,5	97,3	97,2	254,0	239,3	239,3	230,0	227,0	435,9	430,1	430,1	428,4	427,7
55,00	97,7	104,9	104,9	103,6	103,6	262,0	244,6	244,6	235,1	231,8	444,9	439,8	439,8	438,2	437,5
60,00	103,9	111,4	111,4	110,0	110,0	270,5	250,4	250,4	240,6	237,1	453,7	449,7	449,7	448,5	448,0
65,00	109,4	117,4	117,4	116,0	116,0	278,8	256,2	256,2	246,4	242,8	461,1	458,4	458,4	457,4	456,9
70,00	115,2	122,8	122,8	121,4	121,5	287,0	262,3	262,3	252,5	248,9	469,3	466,3	466,3	465,4	465,1
75,00	121,0	128,0	128,1	126,6	126,6	295,3	268,8	268,8	259,4	255,7	479,1	477,7	477,7	476,5	476,0
80,00	125,3	134,0	134,0	132,0	132,1	304,4	276,0	276,0	267,3	263,6	489,6	489,4	489,4	488,7	488,4
85,00	131,8	141,6	141,6	139,0	139,1	315,5	284,3	284,3	276,9	273,3	505,7	502,9	502,9	501,9	501,5
90,00	141,3	152,0	152,0	147,9	148,2	324,5	294,8	294,5	289,8	286,3	529,6	527,1	527,1	526,3	526,0
92,50	147,2	158,5	158,6	153,9	154,2	330,7	301,8	301,5	298,7	295,1	546,2	540,9	540,9	540,0	539,7
95,00	154,2	165,4	165,5	160,4	160,8	336,8	312,0	311,5	311,2	307,4	564,1	565,9	565,9	564,9	564,5
96,50	158,8	169,8	170,0	164,9	165,3	341,7	321,6	321,1	322,2	318,3	583,7	583,7	583,9	583,2	582,9
98,00	163,3	175,0	175,1	169,4	169,7	349,6	338,1	336,9	339,8	335,1	603,3	598,8	598,8	598,6	598,6
99,00	166,1	177,3	177,3	171,6	171,9	357,1	353,1	349,9	354,5	348,6	613,8	602,9	602,9	602,7	602,7
100,00	168,9	178,9	179,0	172,8	173,2	363,9	364,0	363,7	365,3	361,2	620,9	607,0	607,0	606,9	606,8

Nota 1: Columnas Convencionales (C.C.), Refluxed Absorbers (R.A.).

Nota 2. En colores, los requisitos de cumplimiento de las garantías de cada producto (ver Tabla 5).



Gráfica 5. Curvas TBP de los productos de las simulaciones Acíclicas.

REFERENCIAS

1. M.A. Fahim, T.A. Al-Sahhaf, A.S. Elkilani. *Fundamentals of Petroleum Refining*. s.l. : ELSEVIER, 2010.
2. *Strategies for the robust simulation of thermally coupled distillation sequences*. Miguel A. Navarro, Juan Javaloyes, José A. Caballero, Ignacio E. Grossmann.
3. José A. Caballero, Rubén Ruiz-Femenía. *Thermally Coupled Distillation. (Math. Programming Based Methods)*. s.l. : Master in Chemical Engineering. University of Alicante.
4. Richard Turton, Richard C. Bailie, Wallace B. Whiting, Joseph A. Shaeiwitz. *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes. Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes*. s.l. : Prentice Hall, 2008, 8.3.1.
5. <https://nptel.ac.in/courses/103103027/module7/lec1/5.html>. [En línea]
6. Dunbar, Michelle. *Fundamentals of the Petroleum Refining Industry*. [PowerPoint] s.l. : Holly Frontier, 2014.